

DE147

RIJKSUNIVERSITEIT GENT

FAKULTEIT VAN DE LANDBOUWWETENSCHAPPEN

Laboratorium voor Algemene en Toegepaste Microbiële Ecologie

OPTIMALISATIE
van een
ZUIVERE ZUURSTOF ACTIEFSLIBPROCES
in functie van
DE SPUISLIBPRODUCTIE

W. VISSERS

Proefschrift tot het verkrijgen van
de Graad van Doctor in de Landbouwwetenschappen
op gezag van

Rektor Prof. Dr. J. HOSTE

Deken :

Prof. Dr. Ir. A. COTTENIE

Promotor :

Prof. Dr. Ir. W. VERSTRAETE

December 1979

GENT Rijksuniversiteit
Faculteit Landbouwwetenschappen
Centrale Bibliotheek

VOORWOORD

Bij het voorleggen van deze doctoraatsthesis beschouw ik het als een aangename plicht de Heer Rector Professor dr. W. Hoste en de Heer Deken Professor dr. ir. A. Cottenie van de Rijksuniversiteit Gent te bedanken voor de mogelijkheid die ze mij gegeven hebben deze doctoraatsstudie aan te vatten.

In de eerste plaats ben ik mijn promotor, Professor dr. ir. W. Verstraete zeer erkentelijk voor zijn actieve begeleiding en onvermoeibaar enthousiasme die de ruggegraat van dit onderzoek uitmaken.

Uiteraard gaat mijn dank naar de leden van de leescommissie; Professor dr. ir. F. Bosch, Professor dr. ir. M. De Boodt, Professor dr. ir. J. De Maeseneer en Professor dr. ir. H. Verachtert.

Een bijzonder woord van dank gaat naar dr. R. D'Hollander en Lic. sc. M. Van den Bossche voor hun medewerking en talrijke raadgevingen.

Tenslotte dank ik Mevrouw J. Kennis voor haar accurate technische hulp bij de verwezenlijking van dit werk.

I N H O U D S T A F E L

		<u>blz.</u>
INLEIDING		1
HOOFDSTUK I	EVALUATIE VAN EEN ACTIEFSLIBPROCES MET ZUIVERE ZUURSTOF	3
I.1.	Vergelijking van het zuivere zuurstof-proces met het conventionele actiefslib-proces	3
I.1.1.	Theoretische beschouwingen	3
I.1.2.	Gerapporteerde voordelen van het zuivere zuurstofproces	4
I.1.3.	Investerings- en bedrijfskosten	13
I.1.3.1.	Investeringskosten	13
I.1.3.2.	Bedrijfskosten	14
I.2.	Beschrijving van een actiefslibinstallatie met zuivere zuurstof in werking	20
I.2.1.	Inleiding	20
I.2.2.	Karakteristieken van het afvalwater	21
I.2.3.	Procesbeschrijving van de afvalwater-zuiveringsinstallatie	21
I.2.4.	Automatische monitoring van de installatie	28
HOOFDSTUK II	OPERATIONELE KARAKTERISTIEKEN VAN EEN BIOLOGISCHE ZUIVERINGSINSTALLATIE WERKEND MET ZUIVERE ZUURSTOF	32
II.1.	Doelstelling	32
II.2.	Situering van de uitgevoerde onderzoeken	32
II.3.	Onderzoek van de relaties tussen de procesparameters voor periode A en B	34
II.3.1.	Belasting en belastingspatroon tijdens Periode A en B	34
II.3.2.	Effluentkwaliteit tijdens periode A en B	37
II.3.3.	Bestudeerde procesparameters tijdens periode A en B	37
II.3.4.	Correlatiecoëfficiënten en polynomiale regressies van procesparameters voor periode A en B	46
II.3.5.	Bio-kinetiek van het actiefslib in de zuiveringsinstallatie	55
II.3.6.	Continue fosfaatbeperking als groeibeperkende factor (stress-factor) tijdens Periode B	59
HOOFDSTUK III	DISCONTINUE FOSFAATSTRESS IN FUNCTIE VAN DE EFFECTIEVE SLIBOPBRENGST, EFFLUENTKWALITEIT EN SLIBONTWATERBAARHEID - PERIODE C	63
III.1.	Doelstelling	63

III.2.	Werkwijze	63
III.3.	Onderzoek van de relaties tussen de procesparameters voor Periode C	65
III.3.1.	Belasting en belastingspatroon tijdens Periode C	65
III.3.2.	Effluentkwaliteit tijdens Periode C	65
III.3.3.	Bestudeerde procesparameters tijdens Periode C	65
III.3.4.	Correlatiecoëfficiënten van de procesparameters tijdens Periode C	70
III.3.5.	Invloed van de discontinue fosfaatstress op de ontwaterbaarheid van de actiefslib tijdens Periode C	70
III.4.	Controle en bevindingen van de discontinue fosfaatstress tijdens Periode C	73
HOOFDSTUK IV	ECONOMISCHE ASPECTEN VAN HET ACTIEFSLIB-SYSTEEM NA INBRENG VAN DE DISCONTINUE FOSFAATSTRESS FACTOR	80
IV.1.	Invloed van de discontinue fosfaatstress factor op de ontwerpcriteria van een actiefslibinstallatie	80
IV.2.	Vergelijking van de bedrijfskosten tijdens Periode A, B en C	82
HOOFDSTUK V	DISCUSSIE	
V.1.	Evaluatie van de gerapporteerde voordelen van het zuivere zuurstofproces	84
V.1.1.	Biologische aspecten	
V.1.2.	Economische aspecten	86
V.2.	Evaluatie van de bestudeerde relaties tussen de procesparameters voor periode A en B	87
V.2.1.	q versus O_2 opname	87
V.2.2.	Y_{TOD} versus TOD-verwijdering	88
V.2.3.	θ_C versus Y_{TOD}	89
V.2.4.	θ_C versus SVI	89
V.2.5.	θ_C versus SS-effluent	90
V.2.6.	SVI en SS-effluent propstroom	90
V.3.	Evaluatie van de Y_{TOD}^M - en k_b -waarden van het actiefslib in de zuiveringsinstallatie	91
V.4.	Evaluatie van de continue fosfaatbeperking als groeibeperkende factor tijdens Periode B	91
V.5.	Evaluatie van de discontinue fosfaatstress in functie van de effectieve slibopbrengst, effluentkwaliteit en slibontwaterbaarheid tijdens periode C	93

V.5.1.	Discontinue fosfaatstress versus Y_{TOD}	93
V.5.2.	Discontinue fosfaatstress versus effluent- kwaliteit en slibontwaterbaarheid	94
V.5.3.	Discontinue fosfaatstress versus voedingspatroon	95
V.5.4.	Discontinue fosfaatstress versus continue fosfaatstress	95
V.5.5.	Economische evaluatie van de discontinue fosfaatstressfactor	96
V.5.6.	Theoretische beschouwingen bij het ontwikkelen van een fosfaatstress model, gekoppeld aan de procescomputersturing	100

SAMENVATTING		102
--------------	--	-----

ADDENDUM	1. Cijfermateriaal basisparameters uit Periode A, B en C	
	2. Analysemethoden	
	3. Statistische methoden	

LITERATUUROPGAVE		
------------------	--	--

LIJST VAN FIGURENBlz.

Figuur 1:	Vergelijking van de stuwende kracht voor zuurstofoverdracht voor beluchting met lucht en zuurstof	5
Figuur 2:	Schema van een zuurstofactiefslibinstallatie van het type Unox	6
Figuur 3:	Resultaten van bezinkingsproeven op actief-slib bekomen in parallel werkende zuurstof- en luchtactiefslibsystmen	8
Figuur 4:	Investeringskosten voor zuurstofproductie-installaties in functie van de productie-capaciteit	15
Figuur 5:	Processchema van de afvalwaterzuiverings-eenheid	30
Figuur 6A:	TOD-belasting voor de afvalwaterzuiverings-eenheid	39
Figuur 6B:	Hydraulische belasting voor de afvalwater-zuiveringseenheid	39
Figuur 6C:	BOD ₅ - reductie voor de afvalwaterzuiverings-eenheid	39
Figuur 7:	Zuurstofinname in functie van de specifieke snelheid van substraatverbruik (q) tijdens Periode B	47
Figuur 8:	Samenstelling componenten van de TOD-belasting tijdens Periode B	49
Figuur 9A:	Effectieve slibopbrengstcoëfficiënt (Y_{TOD}) in functie van de slibouderdom (θ_C) voor Periode A	51
Figuur 9B:	Effectieve slibopbrengstcoëfficiënt (Y_{TOD}) in functie van slibouderdom (θ_C) voor Periode B	51
Figuur 10:	Bepaling van Y_{TOD}^M en k_D uitgaande van laboratoriumexperimenten	57
Figuur 11:	Fosfaatstress in functie van de stikstofopname tijdens Periode C	76
Figuur 12:	Fosfaatstress in functie van de effluent-kwaliteit (TOD-reductie en SS-effluent)	78

LIJST VAN TABELLENBlz.

Tabel 1:	Resultaten van parallele proeven met zuurstof- en luchtslibinstallaties	9
Tabel 2:	Effect zuurstofgehalte op spuislibproductie in laboratoriumexperiment met synthetisch substraat	11
Tabel 3:	Vergelijking bedrijfskosten lucht- en zuurstof-actiefslibinstallaties - ontwerpgegevens	16
Tabel 4:	Vergelijking bedrijfskosten lucht- en zuurstof-actiefslibinstallaties - dimensionering	18
Tabel 5:	Vergelijking bedrijfskosten lucht- en zuurstof-actiefslibinstallaties - berekening energie-verbruik	19
Tabel 6:	Symbolen en codering (Harmsen & Valk 1965) voor gebruikte meet- en regeltechniek in Figuur 5	29
Tabel 7:	Symbolen en definities van de procesparameters	35
Tabel 8:	Resultaten statistische berekeningen - influentparameters Periode A en B	36
Tabel 9:	Resultaten statistische berekeningen - effluentparameters Periode A en B	38
Tabel 10:	Resultaten statistische berekeningen - procesparameters Periode A en B	41
Tabel 11:	Correlatie-coëfficiënten (R) van de procesparameters uit Periode A (1)	42
Tabel 12:	Correlatie-coëfficiënten (R) van de procesparameters uit Periode B (1)	43
Tabel 13:	Weerhouden relaties voor Periode A en Periode B op basis van de hoge significantie van de correlatie-coëfficiënt of polynomiale regressie	44
Tabel 14:	Polynomiale regressievergelijking voor procesparameters (Periode A en B)	45
Tabel 15:	Karakter van het gesuspendeerd materiaal in het effluent voor Periode A en B	54
Tabel 16:	Bepaling van maximale slibopbrengstcoëfficiënt ($Y_{M_{OD}}$) en onderhoudsenergiecoëfficiënt (k_D) uitgaande van laboratoriumexperimenten	58
Tabel 17:	Nutriëntendosering, effluentkwaliteit en slibopbrengstcoëfficiënten voor periode A en B	62
Tabel 18:	Voedingspatroon biologische reactoren tijdens Periode A, B en C	64

Tabel 19:	Resultaten statistische berekeningen - influentparameters Periode C (1)	66
Tabel 20:	Resultaten statistische berekeningen - effluentparameters Periode C (1)	67
Tabel 21:	Resultaten statistische berekeningen - procesparameters Periode C (1)	68
Tabel 22:	Vergelijking van de Y_{TOO} -, SVI-waarden, effluentkwaliteit en nutriëntenverbruik tijdens Periode A, B en C	69
Tabel 23:	Correlatiecoëfficiënten van de proces- parameters uit Periode C (1)	71
Tabel 24:	Reproduceerbaarheid van de MFT-methode tijdens Periode C	73
Tabel 25:	Polynomiale regressie vergelijking van de procesparameters: fosfaatstress versus stikstofopname tijdens Periode C	79
Tabel 26:	Totaal opgenomen vermogen (kWh) door de reactorbeluchters tijdens Periode A, B en C	81
Tabel 27:	Bedrijfskosten van de afvalwaterzuiverings- eenheid tijdens Periode A, B en C	83
Tabel 28:	Biologische O_2 -opname per eenheid product verwijderd (Waggy & Payne, 1974)	88

LIJST VAN AFBEELDINGENBlz.

Afbeelding 1:	Zicht op het reactordek met op de voorgrond een aandrijfeenheid van een oppervlaktebeluchter	24
Afbeelding 2:	Luchtfoto van de bestudeerde afvalwaterzuiveringseenheid	31
Afbeelding 3:	Pin Point Floc voor actiefslib uit Periode B met een slibouderdom van 43 dagen	53
Afbeelding 4:	Evenwichtig gevormde slibvlok met gesteelde ciliaten voor een actiefslib uit Periode B met een slibouderdom van 35 dagen	53
Afbeelding 5A:	Actiefslibvlokken uit Periode A bij een overmaat aan fosfaat in de biologische reactor	97
Afbeelding 5B:	Actiefslibvlokken uit Periode B bij een continue fosfaatstress in de biologische reactor	98
Afbeelding 5C:	Actiefslibvlokken uit Periode C bij een discontinue fosfaatstress in de biologische reactor	99

LIJST VAN AFKORTINGEN

Blz.

Hiervoor wordt verwezen naar: Tabel 5

19

Tabel 6

29

Tabel 7

35

I N L E I D I N G

Tijdens het laatste decennium heeft zich in de sterk geïndustrialiseerde landen het verschijnsel van de watervervuiling aangemeld. Zodra de natuurlijke eigenschap van het water zich zelf te zuiveren, niet meer bij machte is de organische vervuiling af te breken, worden de waterlopen en rivieren snel omgetoverd tot openbare riolen.

De technologie voor het oplossen van het afvalwaterprobleem is in wezen beschikbaar. In elk geval moet men de evaluatie maken in hoeverre de kosten van de verschillende afvalwaterbehandelingssystemen opwegen tegen de baten die men er van kan verwachten. In een eerste deel van deze studie wordt getracht een dergelijke evaluatie te maken van het actiefslibproces werkend met zuivere zuurstof.

Een actiefslibproces vereist meer supervisie dan andere afvalbehandelingssystemen. Bacteriële onbalansen in de reactor of beluchtingstank kunnen aanleiding geven tot reukproblemen, schuim- en slijmvorming. Onbalansen in het nabezinkingsbekken kunnen onder andere leiden tot gasontwikkeling waardoor de bezinking van het slib sterk wordt bemoeilijkt. Het optimaliseren van een actiefslibinstallatie berust op een grondige kennis van de relaties tussen de verschillende procesparameters. In een tweede deel van deze studie worden enkele van deze relaties opgespoord aan de hand van de gegevens van een industriële zuivere zuurstofactiefslibinstallatie. Het schaalvergrotingsprobleem dat zich stelt bij het interpreteren van gegevens bekomen uit een laboratorium-pilootinstallatie vervalst wanneer men werkt met gegevens uit de praktijk.

Meer en meer realiseert men zich dat met de conventionele technieken van de biologische zuivering het afvalwaterprobleem omgezet wordt in een slibprobleem. In sommige gevallen moet naar middelen worden uitgezien om niet alleen dergelijke massale slibhoeveelheden op de meest renderende en economische wijze te verwerken maar ook naar middelen om dergelijke slibproducties te beperken zonder de kwaliteit van het gezuiverd water nadelig te beïnvloeden.

In een derde deel van deze studie wordt dan ook getracht deze slibreducties in de praktijk te verwezenlijken door het invoeren van een discontinue fosfaatbeperking of fosfaatstress-factor in een actiefslibproces.

Het vierde deel betracht een economische evaluatie te maken van een actiefslibproces werkend met zuivere zuurstof, vóór en na de invoering van de fosfaatstress factor.

H O O F D S T U K I

EVALUATIE VAN EEN ACTIEFSLIBPROCES MET ZUIVERE ZUURSTOF

I.1. Vergelijking van het zuivere zuurstofproces met het conventionele actiefslibproces

Reeds op het einde van de veertiger jaren werden door OKUN (1949) experimenten uitgevoerd voor het gebruik van zuivere zuurstof als beluchtingsgas in een actiefslibinstallatie. De technische en economische verschillen tussen het zuivere zuurstofproces en het luchtproces worden in dit hoofdstuk nagegaan.

I.1.1. Theoretische beschouwingen

In een actiefslibproces wordt een gedeelte van de in het afvalwater aanwezige organische verontreiniging geoxydeerd. Het overige organische materiaal wordt gebruikt voor de opbouw van nieuw celmateriaal, met behulp van de energie die vrijkomt tijdens de oxydatie-reacties. De zuurstof nodig voor de oxydatie wordt met behulp van beluchtingsapparatuur in het afvalwater opgelost. In het conventioneel actiefslibproces gebruikt men lucht als bron van zuurstof. Het is echter ook mogelijk om industriële zuurstof als zuurstofbron te gebruiken.

Het totale energieverbruik in een actiefslibproces wordt hoofdzakelijk bepaald door de energie nodig voor het oplossen van zuurstof. De zuurstofoverdracht van gas naar vloeistof wordt gecontroleerd door de vergelijking:

$$\frac{dc}{dt} = K_L a (c_s - c_x)$$

waarin: $\frac{dc}{dt}$ = de verandering in zuurstofconcentratie per tijdseenheid (g/m³.s)

K_L = de zuurstofoverdrachtscoëfficiënt (m/s)

a = het specifiek gas/vloeistof contactoppervlak (m²/m³)

c_s = de zuurstofverzadigingsconcentratie (g/m³)

c_x = de zuurstofconcentratie in het te beluchten water (g/m³).

Het zuurstofdeficit, $c_s - c_x$, is de stuwende kracht voor de zuurstofoverdracht. Uit Figuur 1 blijkt dat bij het gebruik van zuivere zuurstof en een zuurstofgehalte van 6 mg/l, de stuwende kracht ongeveer 3,5 maal hoger is dan bij gebruik van lucht en een zuurstofgehalte van 2 mg/l. Practisch wil dit zeggen dat eenzelfde hoeveelheid zuurstof in het water opgelost wordt met 3,5 maal minder energie. Bij gebruik van industriële zuurstof wordt het mogelijk een hoog zuurstofgehalte in de reactorvloeistof te handhaven.

Figuur 2 toont een schematische doorsnede van een actiefslib-installatie werkend met zuivere zuurstof en van het type UNOX.

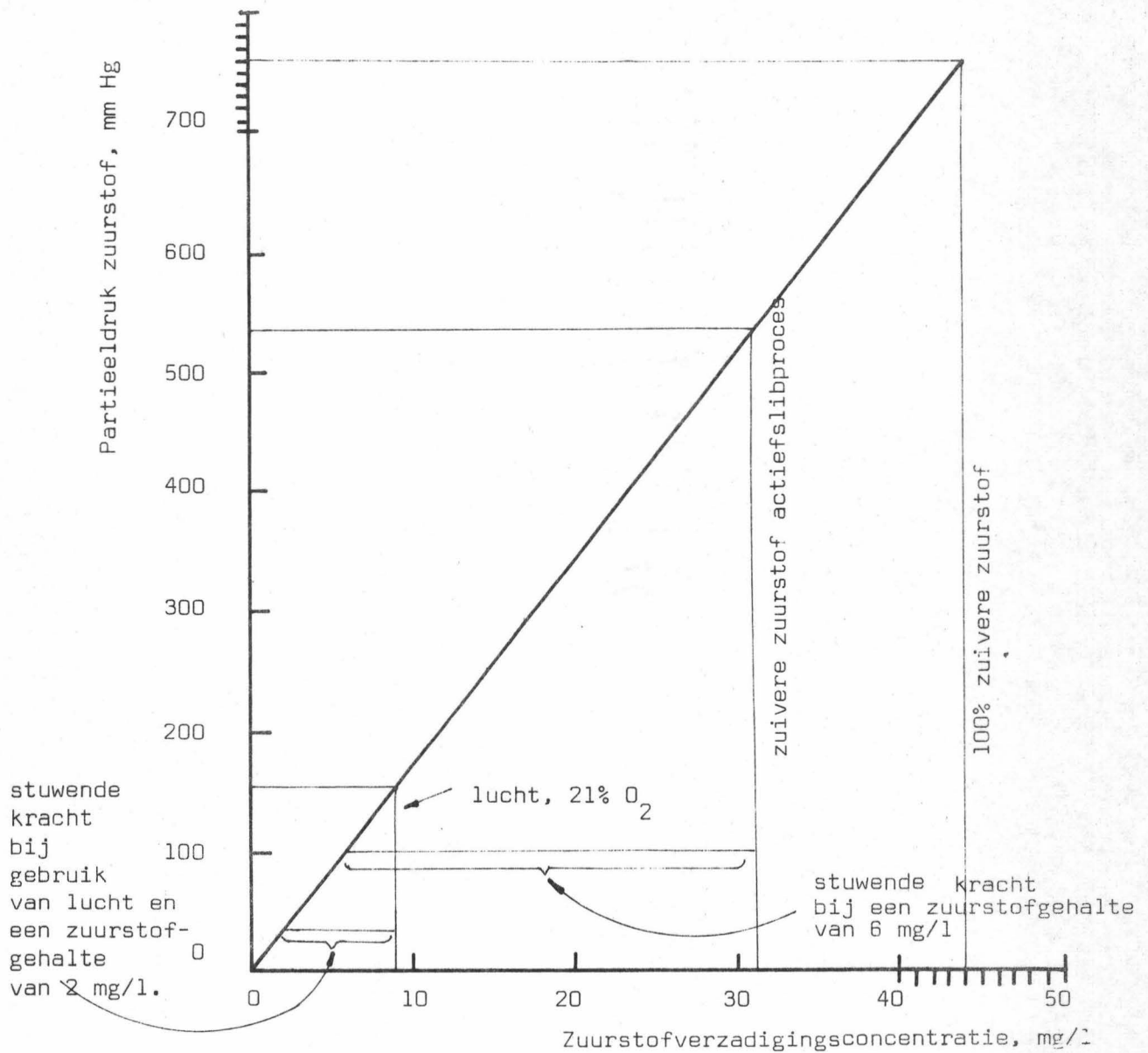
De voornaamste kenmerken zijn de volgende:

- de beluchtingstank is door verticale scheidingswanden in kaskaden of reactorcellen onderverdeeld; voor grote installaties worden verschillende beluchtingstanks parallel geschakeld;
- de beluchtingstanks zijn volledig afgedekt;
- afvalwater, retourslib en zuurstofgas worden gevoed in de eerste reactorcel en stromen in dezelfde richting doorheen de installatie. Het gas met de hoogste zuurstofconcentratie is in contact met het afvalwater met de grootste zuurstof-behoefte;
- de installatie werkt onder zeer lichte overdruk hetgeen een regeling van zuurstoftoevoer in functie van een eenvoudige drukmeting in de gasfase van de eerste reactorcel mogelijk maakt;
- elke cel is volledig gemengd en uitgerust met een oppervlaktebeluchter;
- de benutting van de toegevoegde zuurstof bedraagt ongeveer 90%

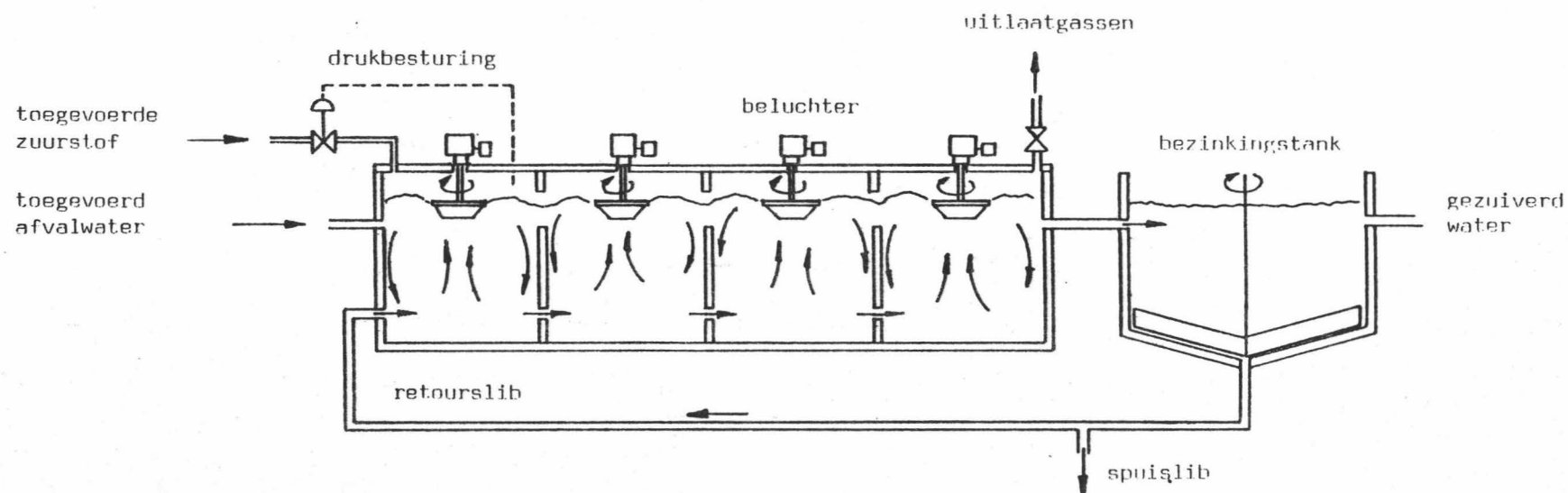
I.1.2. Geranporteerde voordelen van het zuivere zuurstofproces

De invloed van hoge zuurstofgehalten op het actiefslibproces werd reeds meerdere malen onderzocht (HEGEMANN 1973, ALBERTSON et al, 1970, DEMANDT & VISSERS 1978).

FIGUUR 1: VERGELIJKING VAN DE STUWENDE KRACHT VOOR ZUURSTOF-
OVERDRACHT VOOR BELUCHTING MET LUCHT EN ZUURSTOF



FIGUUR 2: SCHEMA VAN EEN ZUURSTOFACFIEFSLIBINSTALLATIE VAN HET TYPE UNOX



Volgende algemene bevindingen komen telkens naar voor:

- Verbeterde slibbezinkingseigenschappen:

Figuur 3 toont resultaten van bezinkingsproeven uitgevoerd door CHAPMAN et al (1976) met actiefslib bekomen uit zuurstof- en lucht-actiefslibinstallaties, werkend met hetzelfde afvalwater en met de voor beide systemen typische zuurstofgehalten. Uit deze figuur blijkt dat bezinkingssnelheden, voor elk systeem afzonderlijk, sterk verschillen in functie van het behandeld afvalwater en dat de resultaten voor beide systemen mekaar overlappen. Voor elk der parallele proeven echter is de bezinkingssnelheid van het slib, bekomen in de installatie met hoog zuurstofgehalte hoger dan van het slib bekomen bij laag zuurstofgehalte. Over de theoretische verklaring voor dit verschil in bezinkingssnelheid bestaat geen eensgezindheid. Een der vooropgestelde redenen is deze van TENNEY & VERNOFF (1973) die als volgt kan worden samengevat:

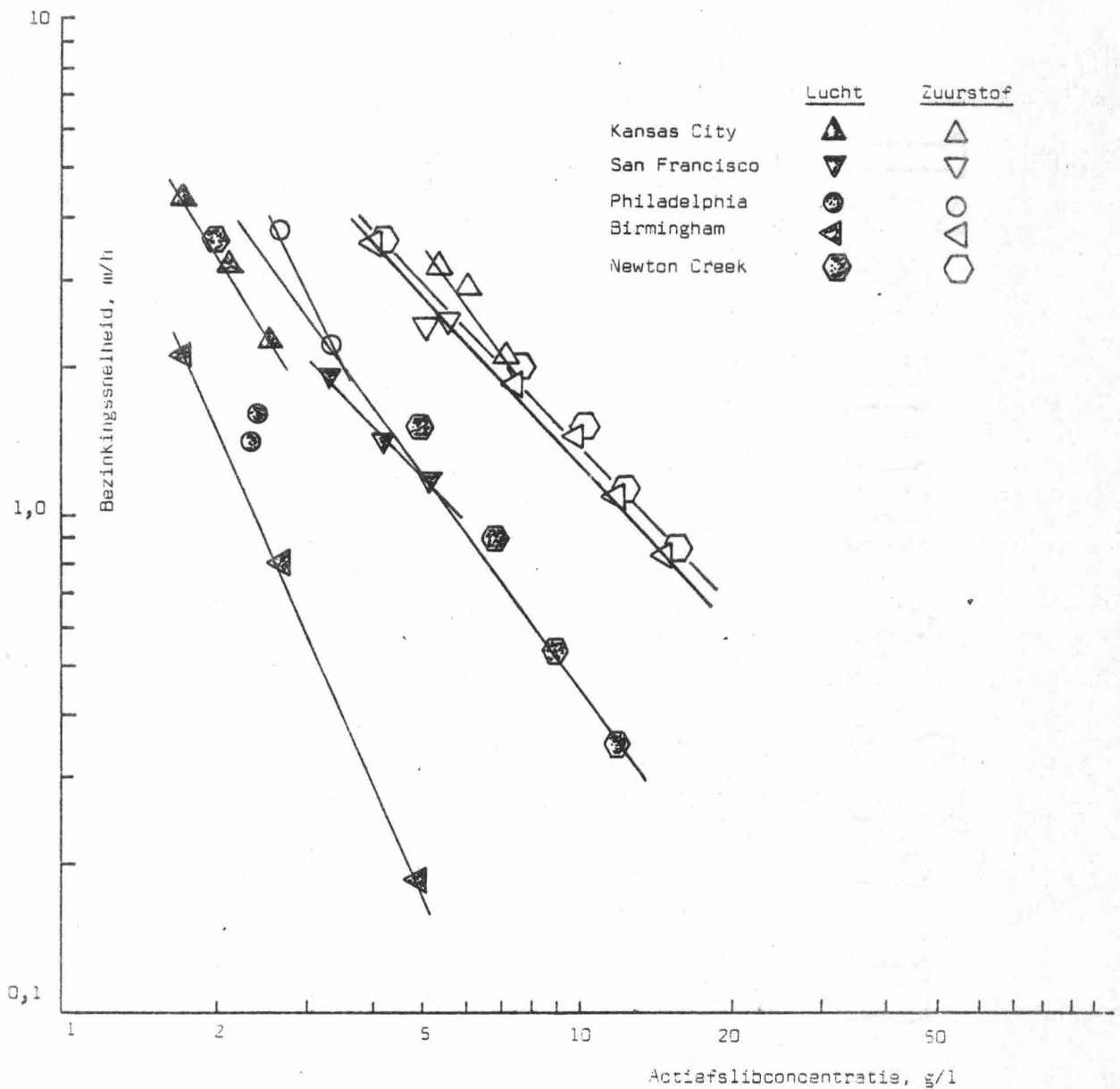
- tijdens de endogene ademhaling vormen micro-organismen een exocellulair biopolymeer dat fungeert als bindmateriaal tussen de individuele micro-organismen;
- door het werken met een hoog zuurstofgehalte in de beluchtingstanks is zuurstof beschikbaar voor meer micro-organismen binnen een slibvlok; dit verhoogt de productie van het exocellulair bindmateriaal en resulteert in de vorming van ronde, grote slibvlokken. Dit type biomassa bezinkt snel en heeft uitstekende ontwateringseigenschappen.

- Hogere slibbelastingssnelheid voor zelfde effluentkwaliteit:

In verschillende parallele proeven werd aangetoond dat zuurstofactiefslibsystemen kunnen werken bij hogere slibbelastingssnelheden (S_b) dan luchtactiefslibsystemen, terwijl een effluentkwaliteit afgeleverd wordt die minstens even goed is als die van de luchtinstallatie.

Aan de hand van de resultaten bekomen uit de studie van HEGEMANN (1973) op een gemengd huishoudelijk/industrieel afvalwater te Wuppertal werd Tabel 1 samengesteld. Hieruit blijkt dat de effluentkwaliteit in de zuurstofinstallatie, met een tweemaal zo hoge slibbelastingssnelheid en een driemaal kortere verblijftijd als de luchtinstallatie, iets beter is.

FIGUUR 3: RESULTATEN VAN BEZINKINGSPROEVEN UITGEVOERD OP ACTIEFSLIB
BEKOMEN IN PARALLEL WERKENDE ZUURSTOF- EN LUCHTACTIEF-
SLIBSYSTEMEN



TABEL 1 : RESULTATEN VAN PARALLELE PROEVEN MET ZUURSTOF- EN LUCHTSLIBINSTALLATIES

Type Afvalwater Systeem		WUPPERTAL	
		Gemengd Huishoudelijk/Industrieel Zuurstof	Lucht
Volume installatie	m3	0,84	6,5
Duur van de proef	dag	18	18
Verblijftijd	h	2,0	6,0
Slibbelastingssnelheid	kg/kg dag	0,49	0,24
Slibconcentratie	kg/m3	5,1	3,5
Recirculatieslibconcentratie	kg/m3	15,9	3,8
BOD ₅ influent	mg/l	211	211
BOD ₅ effluent	mg/l	31	35
COD influent	mg/l	517	517
COD effluent	mg/l	219	219
Zuurstofgehalte	mg/l	14,7	1-3
Effectieve slibopbrengst, Y_{BOD_5}	kg/kg	0,40	0,87

De verklaring van HEGEMANN ligt ook hier in het handhaven van een hoog zuurstofgehalte. Door de meer volledige doordringing van de slibvlokken met zuurstof is een hogere fractie van de micro-organismen actief in het zuiveringsproces betrokken. Practisch wil dit zeggen dat, indien een lucht- en zuurstofactiefslibsysteem OGENSCHIJNLIJK werken bij dezelfde slibbelastingssnelheid de werkelijke slibbelastingssnelheid, gedefinieerd als kg BOD per kg ACTIEF in het proces betrokken slib en per dag, in het systeem met hoog zuurstofgehalte lager is.

- Kortere verblijftijd voor dezelfde effluentkwaliteit:

Na de keuze van de slibbelastingssnelheid (S_b) en het vooropstellen van een actiefslibconcentratie (MLVSS = Mixed Liquor Volatile Suspended Solids) wordt de hydraulische verblijftijd (Θ_H) in de reactor bepaald als:

$$\Theta_H = \frac{BOD \times 24}{S_b \times MLVSS}$$

waarin Θ_H uitgedrukt is in uur (h), BOD in mg/l, S_b in Kg/Kg-dag en MLVSS in mg/l.

Indien zowel S_b als MLVSS in een zuurstofsysteem hoger kunnen zijn dan in een luchtsysteem dan is de hydraulische verblijftijd korter en is de reactor of de beluchtingstank kleiner.

- Lagere spuislibproductie bij gelijke slibbelastingssnelheid:

Bij behandeling van een afvalwater met constante samenstelling stijgt de slibproductie met toenemende slibbelastingssnelheid. Netto spuislibproductie is het resultaat van:

- accumulatie van naar het systeem toegevoerde onopgeloste anorganische en niet in het systeem afgebroken onopgeloste organische stoffen;
- celsynthese met behulp van energie geleverd door oxydatie, waarbij opgeloste organische stoffen omgezet worden in onopgelost celmateriaal;
- afbraak van eerder gevormd celmateriaal door endogene ademhaling;
- verlies van onopgeloste stoffen met het effluent.

Bij een lage slibbelastingssnelheid is het effect van de endogene ademhaling relatief belangrijker dan bij een hoge slibbelastingssnelheid. Indien twee systemen werken bij een ogenschijnlijk gelijke slibbelastingssnelheid, maar in één systeem heeft een grotere fractie van de totale biomassa zuurstof ter beschikking voor endogene ademhaling, dan zal de spuislibproductie in dit systeem lager zijn. Lagere spuislibproductie in het zuurstofstelsysteem is reeds zeer dikwijls aangetoond. Enkel parallele proeven komen in aanmerking omdat de spuislibproductie beïnvloed wordt door de samenstelling van het afvalwater. Tabel 2 geeft de resultaten van een nauwkeurig gecontroleerd laboratorium-experiment uitgevoerd door DRNEVICH & GAY (1973) met synthetisch substraat waarbij het enige verschil tussen de twee parallel werkende installaties het zuurstofgehalte is. In het systeem met hoog zuurstofgehalte was de spuislibproductie 38% lager.

TABEL 2 : EFFECT ZUURSTOFGEHALTE OP SPUISLIBPRODUCTIE IN
LABORATORIUMEXPERIMENT MET SYNTHETISCH SUBSTRAAT

Systeem		A	B
Actiefslibconcentratie	mg/l	5000	5000
Slibbelastingssnelheid	kg COD/kg org.slib.dag	0,6-0,7	0,6-0,7
Temperatuur	°C	25	25
Zuurstofgehalte	mg/l	0,5	5,0
Spuislibproductie	kg org.slib/kg COD-verw.	0,38	0,23

- Gemakkelijker opvangen van organische schokbelastingen:

Een zuurstofgehalte van gemiddeld 6 mg/l in de reactor vertegenwoordigt een bepaalde zuurstofreserve. Veel belangrijker echter voor het opvangen van organische schokbelastingen is de toename van de stuwende kracht voor zuurstofoverdracht bij daling van het zuurstofgehalte.

Dit wordt duidelijk indien men kijkt naar de variatie van het zuurstofdeficit ($c_s - c_x$) in functie van het zuurstofgehalte voor beide systemen:

	<u>Lucht</u>	<u>Zuurstof</u>
- Zuurstofverzadigingsconcentratie c_s , mg/l	9,2	28,5w
- Zuurstofdeficit bij zuurstofgehalte c_x , mg/l:		
$c_x = 6$ mg/l	- **	22,5
$c_x = 2$ mg/l	7,2	26,5
$c_x = 1$ mg/l	8,2	27,5

(w: zuurstofconcentratie in gasfase gemiddeld 65%)

(**: c_x -waarden groter dan 2 mg/l zijn hier niet representatief)

Indien het zuurstofgehalte in een zuurstofstelsel daalt van 6 naar 2 mg/l, stijgt het zuurstofdeficit met 18%. Om eenzelfde stijging te krijgen in het luchtsysteem moet het zuurstofgehalte dalen van 2 mg/l naar 0,7 mg/l. Zuurstofgehalten onder 1 mg/l zijn ongewenst. Het zuurstofdeficit en dus ook de zuurstofoverdracht kan in een zuurstofstelsel verder verhoogd worden door de benutting van het toegevoerd zuurstofgas te verlagen. Normaal bedraagt de benutting 90%. Dit wil zeggen dat voor elke 90 kg zuurstof die verbruikt wordt, 100 kg zuurstof aan het systeem moet toegevoerd worden. De overige 10 kg verlaat het systeem met het afgas. Door de benutting te verlagen stijgt de zuurstofconcentratie in de gasfase van elke reactorcel en dus ook de zuurstofverzadigingsconcentratie en het zuurstofdeficit. De onderste grens van zuurstofbenutting wordt bepaald door de verhouding van zuurstofbehoefte in het proces en beschikbare zuurstofproductiecapaciteit.

- Indirecte voordelen:

Niet direct verbonden met het handhaven van een hoog zuurstofgehalte maar daarom niet minder belangrijke voordelen zijn de eliminatie van aerosols en de sterke reductie van de hoeveelheid afgas (ongeveer 1/100ste van de hoeveelheid gas in een luchtsysteem). Het is moeilijk deze voordelen in een economische vergelijking van systemen tot uiting te laten komen tenzij in die gevallen waar een behandeling van het afgas verplicht is.

I.1.3. Investerings- en bedrijfskosten

De vermelde fundamentele verschillen tussen lucht- en zuurstofactiefslibsyste men hebben een invloed op de volgende elementen van de investerings- en bedrijfskosten:

- Mechanische uitrusting en bouwconstructie:
 - verschil in afmetingen en structuur van de beluchtingstanks of biologische reactoren;
 - verschil in beluchtingsapparatuur, zuurstofproductie-, slib-recirculatie- en slibverwerkingsinstallatie;
 - verschil in benodigd landoppervlak en benodigde grondwerken.
- Bedrijfskosten:
 - verschillen in energieverbruik;
 - verschillen in verbruik van chemicaliën;
 - verschillen in werkings- en onderhoudskosten voor de onderdelen van de installatie die verschillend zijn.

I.1.3.1. Investeringskosten

Plaatselijke omstandigheden enerzijds (bv. beschikbaarheid landoppervlakte, grondwaterpeil, ...) en complexiteit van het te bouwen zuiveringsstation anderzijds (al dan niet met slibgisting, slibontwatering, slibverbranding, tertiaire behandeling, ...) maken het moeilijk investeringskosten voor lucht- en zuurstofactiefslibsyste men te vergelijken. Men kan ook niet enkel de investering voor de secundaire of biologische zuivering vergelijken omdat concentratie en hoeveelheid spuislib voor beide syste men verschillend zijn en daarom ook de investering voor de slibverwerkingsinstallatie. In het algemeen kan men zeggen dat de investeringskosten voor de mechanische uitrusting van de zuurstof-beluchtingstanks lager zijn dan voor de luchtinstallatie. De investering voor de zuurstofproductieinstallatie moet hier echter aan toegevoegd worden. De totale investeringskosten voor de electro-mechanische uitrusting van de biologische zuivering liggen dan ook hoger voor een zuurstof-installatie.

Daarentegen verlagen voor de zuurstofinstallatie de kosten voor constructie van de beluchtingstanks, aankoop land, slibrecirculatiepompen en eventueel ook voor de constructie van nabezinkingsbekken en slibverwerkingsinstallatie. De kostenvergelijking moet in ieder geval voor beide systemen afzonderlijk worden uitgevoerd.

In Figuur 4 worden de verschillende zuurstofproductie-installaties onderling vergeleken op basis van productiecapaciteit en investeringskosten.

I.1.3.2. Bedrijfskosten

Een vergelijking van bedrijfskosten van zuurstof- en luchtinstallaties is wel mogelijk. Ter vereenvoudiging is aangenomen dat er geen verschillen bestaan in bedrijfskosten voor slibverwerking en in onderhoudskosten.

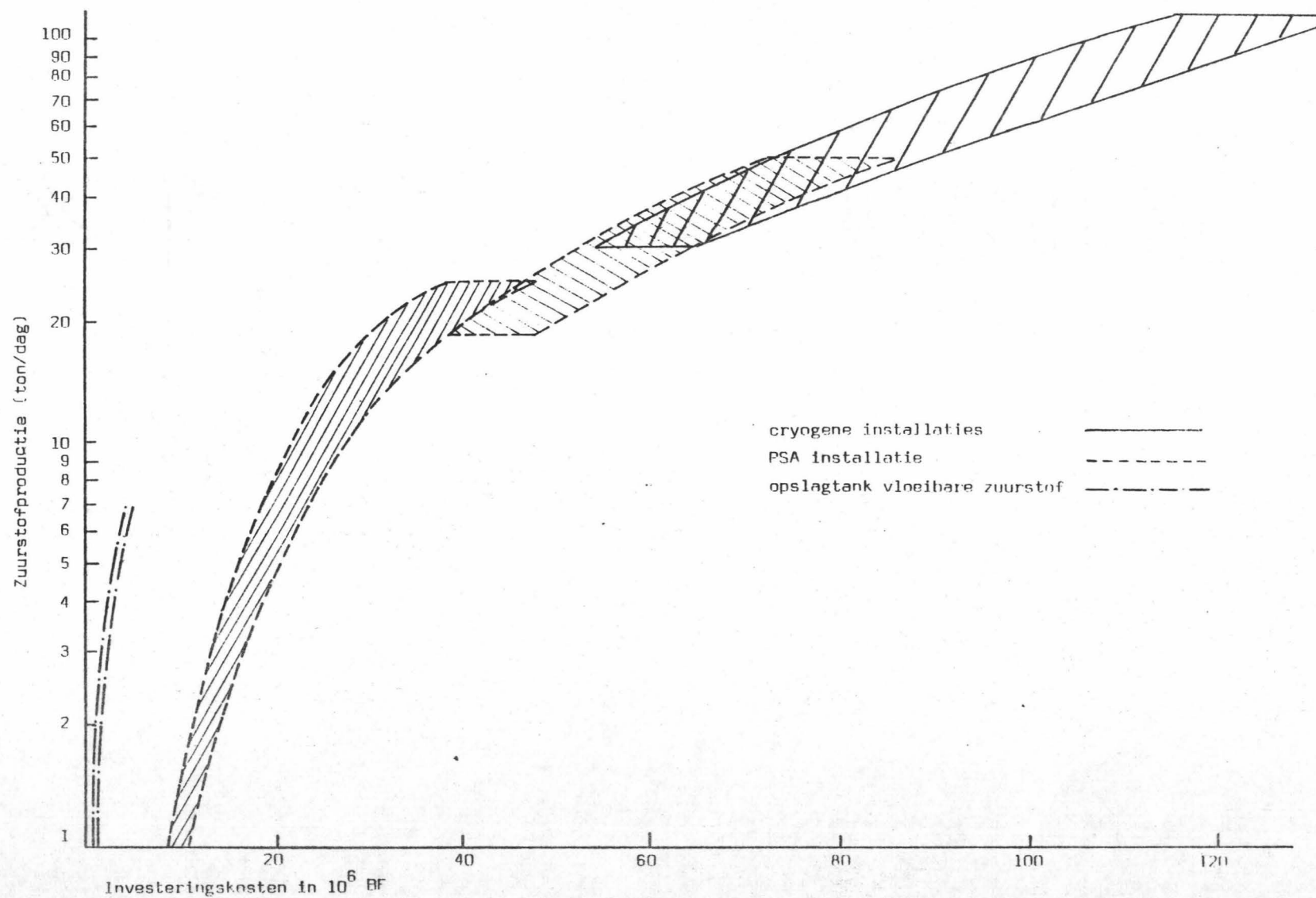
Het energieverbruik van een zuurstofinstallatie wordt bepaald door de som van:

- energieverbruik voor zuurstofproductie
- energieverbruik voor het oplossen van zuurstof in het afvalwater.

De zuurstofproductie voor een zuurstofactiefslibstelsysteem gebeurt met PSA (Pressure Swing Adsorption) voor een zuurstofverbruik tot ongeveer 25 ton per dag. In een PSA-installatie wordt zuurstof gescheiden van de andere bestanddelen van lucht door selectieve adsorptie op moleculair zeefmateriaal. Voor capaciteiten boven de 25 ton per dag worden cryogene installaties gebruikt waarin vooraf vloeibaar gemaakte lucht wordt gedistilleerd. Het bruto energieverbruik per kg geproduceerde zuurstof is 0,45 kWh/kg O₂ voor PSA en 0,36 kWh/kg O₂ voor cryogene installaties.

Voor het oplossen van zuurstof worden in het zuurstofproces oppervlaktebeluchters gebruikt. Door het optimaliseren van de keuze van de beluchterdiameter, -toerental, en -indompeling in functie van de gekozen afmetingen van de beluchtingstank, bedraagt het rendement

FIGUUR 4: INVESTERINGSKOSTEN VOOR ZUURSTOFPRODUCTIEINSTALLATIES IN FUNCTIE VAN DE PRODUCTIECAPACITEIT



van zuurstofoverdracht gemiddeld 1,85 kg O₂/kWh bruto onder standaard omstandigheden. Onder dit laatste wordt verstaan een druk van 760 mm Hg, 20°C en een zuiver water met een beginzuurstofconcentratie van 0 mg/l. In een zuurstofinstallatie ligt het rendement hoger omwille van het gebruik van zuivere zuurstof. Gemiddeld kan men rekenen op een brutorendement van 3,57 kg O₂/kWh indien men PSA-zuurstof gebruikt met 90% zuiverheid en 4,35 kg O₂/kWh bij het gebruik van zuurstof uit een cryogene installatie met 98 tot 99,5% reinheid.

De vergelijking van bedrijfskosten van lucht- en zuurstofinstallaties wordt gemaakt aan de hand van een voorbeeld. Tabel 3 toont de ontwerpgegevens voor twee zuiveringsstations voor respectievelijk 100.000 en 1.000.000 inwonerequivalenten.

TABEL 3: VERGELIJKING BEDRIJFSKOSTEN LUCHT- EN ZUURSTOFACTIEFSLIB-
INSTALLATIES - ONTWERPGEGEVENS

Inwonerequivalenten	100.000	1.000.000
Afvalwaterdebiet:		
- dagelijks, m ³ /dag	20.000	200.000
- uurgemiddelde, m ³ /h	830	8.300
- ontwerpdebiet, m ³ /h (1)	1.430 (Q14)	10.500 (Q19)
BOD ₅ - concentratie, mg/l	200	200
BOD ₅ - belasting		
- gemiddeld, kg/h	166	1.660
- ontwerp, kg/h	286	2.100
COD/BOD ₅ - verhouding	1,5	1,5
Onopgeloste stoffen, mg/l	150	150
Temperatuur, °C	15	15
α (k _L a afvalwater/k _L a schoon water)	0,85	0,85
β (c _s afvalwater / c _s schoon water)	0,95	0,95

(1) Q14 = Daghoeveelheid/14
Q19 = Daghoeveelheid/19

De dimensionering, weergegeven in Tabel 4, is gebaseerd op een combinatie van Q14 met gemiddelde BOD_5 -concentratie voor het kleinere station en een combinatie van Q19 met gemiddelde BOD_5 -concentratie voor het grote station. Het specifiek zuurstofverbruik ($kg\ O_2/kg\ BOD_5$ -verwijderd) wordt niet alleen bepaald door de afvalwatersamenstelling maar ook door de slibbelastingssnelheid. Normaal daalt het specifiek zuurstofverbruik met een toenemende slibbelastingssnelheid. In dit geval wordt echter dezelfde waarde aangenomen voor beide systemen. Tabel 5 tenslotte toont de berekening en vergelijking van de bedrijfskosten. Deze tabel bevat ondermeer de omrekening van de zuurstofbehoefte onder praktische omstandigheden naar de zuurstofbehoefte onder standaardomstandigheden. Rendementen van oppervlaktebeluchters worden immers bepaald onder standaardomstandigheden. Bemerkt dat een beluchter in omstandigheden heersend in het zuurstofproces meer zuurstof overdraagt dan in standaardomstandigheden. Voor dezelfde beluchter werkend in een luchtactiefslibinstallatie is dit omgekeerd. Het begrip "OC/load" kan dus niet zonder meer overgedragen worden van lucht- naar zuurstofactiefslibinstallaties. Uit Tabel 5 blijkt dat de bedrijfskosten voor de zuurstofinstallatie werkend met PSA-zuurstof iets lager zijn dan voor het luchtactiefslibsysteem. Voor de zuurstofinstallatie werkend met cryogene zuurstof liggen de kosten één derde lager dan voor de luchtactiefslibinstallatie. Indien we $1\ BF/kWh$ rekenen vertegenwoordigt de jaarlijkse energiebesparing voor de grote installatie een bedrag van $3.3 \times 10^6\ BF$.

TABEL 4: VERGELIJKING BEDRIJFSKOSTEN LUCHT- EN ZUURSTOFACTIEFSLIBINSTALLATIES - DIMENSIONERING

Inwonerequivalenten		100.000		1.000.000	
Systeem		Zuurstof	Lucht	Zuurstof	Lucht
Ontwerp slibbelastingssnelheid	kg/kg dag	0,6	0,3	0,6	0,3
Slibconcentratie	kg/m ³	5,5	3,3	5,5	3,3
Beluchtingstijd, ontwerp	h	1,45	4,85	1,45	4,85
gemiddeld	h	2,5	8,3	1,85	6,1
Volume beluchtingsbekken	m ³	2075	6890	15255	50925
		$\Delta = 4815 \text{ m}^3$		$\Delta = 35700 \text{ m}^3$	
Specifiek zuurstofverbruik	kg O ₂ /kg BOD ₅	0,9	0,9	0,9	0,9
Zuurstofbehoefte	kg/h	232	232	1701	1701
Zuurstofproductie (bij 90% benutting)	kg/h	258	-	1890	-
	Ton/dag	6,2	-	45,4	-

TABEL 5: VERGELIJKING BEDRIJFSKOSTEN LUCHT- EN ZUURSTOFACHTIEFSLIBINSTALLATIES - BEREKENING ENERGIEVERBUIK

Inwonerequivalenten Systeem		100.000		1.000.000	
		Zuurstof	Lucht	Zuurstof	Lucht
$STR(1) = \frac{OUR^{(2)} \cdot C_s}{\alpha \cdot \theta \left(\frac{YO_2}{0.21} \cdot \beta \cdot C_{T,p} - C_x \right)}$		107	367	723	2689
	kg/h				
. Waarin:					
OUR (zuurstofbehoefte, Zie Tabel 4)	kg/h	232	232	1701	1701
YO ₂ (zuurstofconcentratie in gasfase)	Molfractie	0,7	0,21	0,75	0,21
θ (3)		0,9	0,9	0,9	0,9
α		0,85	0,85	0,85	0,85
β		0,95	0,95	0,95	0,95
C _{T,p} (4)	mg/l	10,2	10,2	10,2	10,2
C _x	mg/l	6,0	2,0	6,0	2,0
C _s (5)	mg/l	9,3	9,3	9,3	9,3
Rendement oppervlaktebeluchters onder standaard omstandigheden	kg O ₂ /kWh		1,85		
Energieverbruik oplossen zuurstof	kWh	58	198	391	1454
Vereiste zuurstofproductie	kg/h	258	-	1890	-
Energieverbruik productie zuurstof:					
-PSA (0,45 kWh/kg O ₂)	kWh	116	-		
-CRYO (0,36 kWh/kg O ₂)	kWh			680	-
Bijkomend energieverbruik (koelwater, druklucht)	kWh	10	-	-	-
Totaal energieverbruik	kWh	184	198	1071	1454
Verschil in energieverbruik	kWh	8%		36%	

(1) STR = hoeveelheid zuurstof op te lossen in standard omstandigheden (Standard Transfer Rate)

(2) OUR = hoeveelheid zuurstof op te lossen in bedrijfsomstandigheden (Oxygen Uptake Rate)

(3) θ = temperatuurcorrectiefactor k_a (θ = 0.6 + 0.02 T°C)

(4) C_{T,p} = zuurstofverzadigingsconcentratie bij bedrijfstemperatuur en -druk

(5) C_s = zuurstofverzadigingsconcentratie bij standaard omstandigheden

I.2. Beschrijving van een actiefslibinstallatie met zuivere zuurstof in werking

I.2.1. Inleiding

De installatie die hier verder beschreven en bestudeerd wordt, is ontworpen voor de zuivering van het procesafvalwater van een petrochemische fabriek (VISSERS 1977). Een belangrijk onderdeel van dit project was de selectie van het juiste proces. Verschillende primaire en secundaire afvalwaterzuiveringssystemen werden bestudeerd voor het specifiek probleem van de petrochemische fabriek. Deze studie bestond voornamelijk in het vergelijken van semi-industriële installaties, welke geëvalueerd werden op basis van BOD-, TOD- en COD-verwijdering, slibvlokkwaliteit, zuurstofverbruik, slibbelastingssnelheid, enz. Op basis van deze gegevens werd het volgende processchema ontwikkeld:

- Primaire zuivering:
 - neutralisatie
 - TOD-doorbraakafleidingssysteem
 - olieafscheiding en voorbezinkingstrap
 - egalisatiebekken
- Secundaire zuivering:
 - biologische zuivering door middel van zuivere zuurstof
 - flocculatie
- Slibbehandelingsinstallatie

Elk van deze drie zuiveringstrappen wordt verder in detail beschreven.

Er dient gewezen te worden op het feit dat tijdens het ontwerp van de installatie rekening werd gehouden met een zekere flexibiliteit in functie van de schommelingen in organische en hydraulische belasting. Niettegenstaande dit heeft men zich gerealiseerd dat de toekomst van een efficiënt milieubeheer berust in het bestrijden van de pollutieproblemen aan de bron zelf.

Dit houdt in dat voor verschillende productie-eenheden sommige afvalwaterstromen zullen moeten onderschept worden door het optimaliseren van de procesinstallatie ter plaatse.

I.2.2. Karakteristieken van het afvalwater

Het doel van de afvalwaterbehandelingseenheid van de fabriek is de belgische lozingsnormen voor industrieel afvalwater te eerbiedigen. De eenheid is ontworpen voor een maximale hydraulische belasting van 114 m³/h, met een gemiddelde BOD₅-waarde van 3500 mg/l. De organische belasting bestaat voornamelijk uit lineaire koolwaterstoffen, meer bepaald derivaten van ethyleenoxyde, zoals glycolen en polyethers. Wanneer een actiefslib op de juiste manier wordt geadapteerd, is de biodegradabiliteit van deze componenten meer dan bevredigend (HAINES & ALEXANDER 1975). De activiteitsstijging van een geadapteerd slib voor deze koolstofbronnen kan eenvoudig worden waargenomen door middel van respirometrische metingen (FINCHER & PAYNE 1962). De samenstelling van het afvalwater oefent eveneens een invloed uit op de afbreekbaarheid van een bepaald component. Zo werd ondervonden dat de aanwezigheid van componenten met een laag molekuulgewicht, bijvoorbeeld acetaten, een gunstige werking heeft op de biodegradabiliteit van componenten met hoog molekuulgewicht zoals de polyolen. Een mogelijke verklaring hiervoor kan zijn dat de componenten met een laag molekuulgewicht een eenvoudige energiebron vertegenwoordigen voor het transport van het moeilijk oplosbare polyolmolekuul doorheen de celmembraan van de bacterie. Indien het polyolmolekuul anderzijds extra-cellulair wordt gesplitst, kunnen de lichte molekulen aanleiding geven tot synthese van extra-cellulaire polyol-splitsende enzymen. Zoals bij de meeste petrochemische afvalwaters, zijn ook hier schommelingen in pH- en zoutconcentraties eigen aan het influent van de installatie.

I.2.3. Procesbeschrijving van de afvalwaterzuiveringsinstallatie

Om de beschrijving duidelijk te maken wordt verwezen naar het processchema weergegeven in Figuur 5 met de overeenkomstige stroomnummers (). De symbolen en de codering voor de gebruikte meet- en regeltechniek vindt men in Tabel 6.

- Primaire zuivering:

Het procesafvalwater (1) en het eventueel gecontamineerde regenwater van de fabriek wordt opgevangen in een pompstation. Het afvalwater stroomt hier binnen in de eerste afdeling, uitgerust met een roerinrichting, waar een automatische neutralisatie geschiedt om de benedenstroomse uitrusting te beschermen tegen corrosie. Vervolgens vloeit het water via een overstort in een tweede compartiment waar het door twee pompen onder niveaucontrole naar de hoofdbehandelingseenheid (2) wordt overgebracht. Alvorens echter hier te belanden wordt er met een tussenpauze van 8 minuten een watermonster geanalyseerd door een TOD - (Total Oxygen Demand) -meter. Wanneer dit TOD-toestel, dat aan het pompstation is geplaatst, een grote hoeveelheid organisch materiaal waarneemt, wordt er via de procescomputer een afleidingssysteem in werking gesteld. Dit systeem voert de waterstroom met de hoge organische belasting (3) naar een noodbekken van waaruit het later verder wordt behandeld. Het bekken heeft een maximale verblijftijd van twaalf uren. De biologische reactoren kunnen een grote pollutiebelaasting verwerken, doch ingeval van accidentele lozingen moeten deze kunnen worden afgeleid. De tussenkomst van de procescomputer bestaat uit het adviseren voor het al dan niet uitvoeren van de afleidingsprocedure bij een bepaalde lozing. Voor het afleiden van het afvalwater naar het noodbekken worden door de computer twee criteria in acht genomen:

- tijdsduur en TOD-waarde van de accidentele lozing (2);
- toelaatbare TOD-stijging in de voeding naar de biologische reactoren (7) in functie van de tijd.

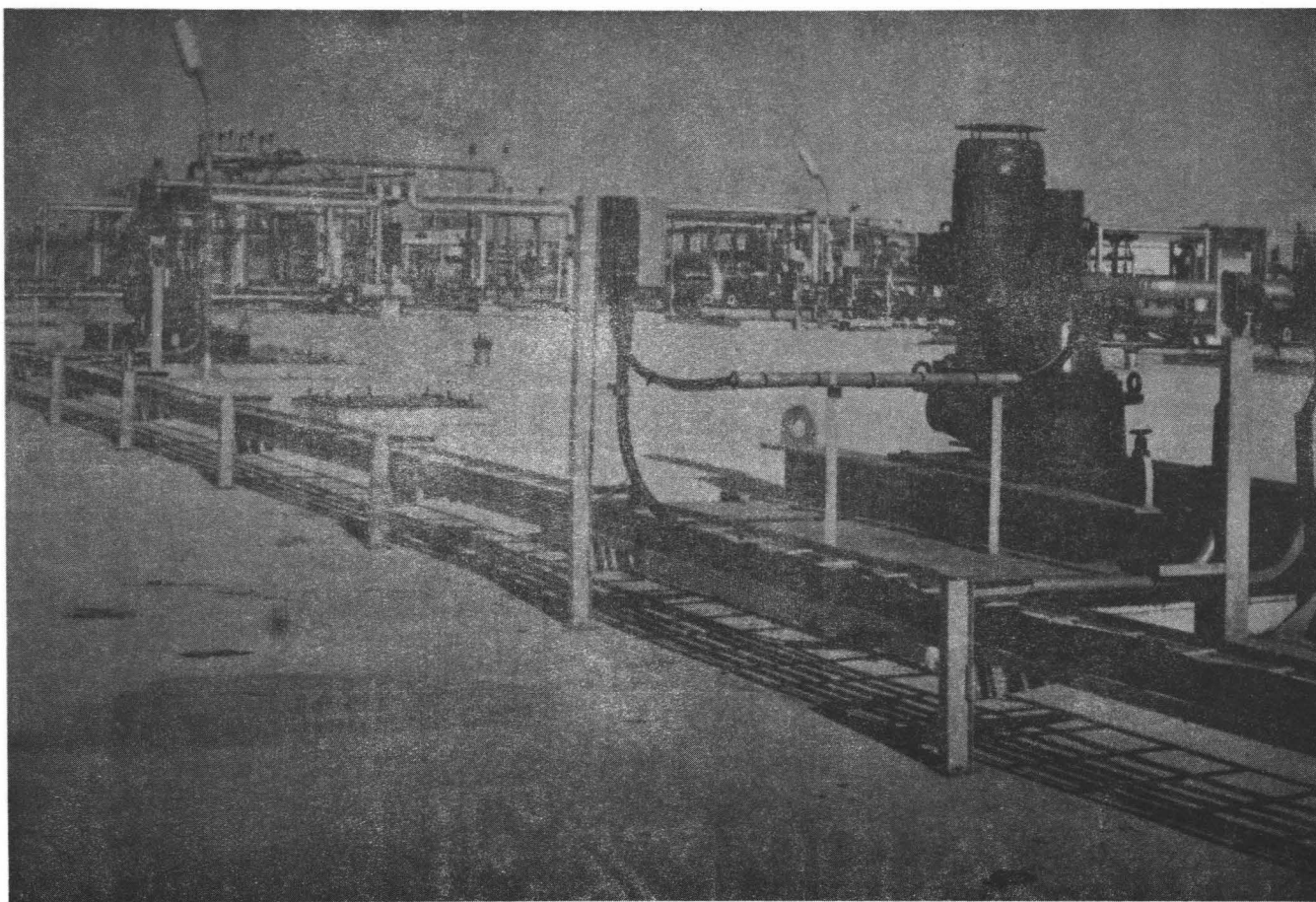
Een tweede trap van de primaire zuivering bestaat uit een olie-afscheider. De afgescheiden olie wordt verzameld in een afvalolie-tank (6). Uit deze afscheider komt eveneens een bodemslibstroom, ook primairslib (5) genoemd. Dit slib bestaat voornamelijk uit anorganisch materiaal en wordt overgepompt in de slibconditioneertank waar het samen met het spuislib wordt gemengd. De wateruitlaat (4) van de olie-afscheider loopt over in een egalisatie- of bufferbekken met een maximale verblijftijd van vierentwintig uren. Dit bekken is ontworpen om de samenstelling van het afvalwater te homogeniseren en de schommelingen in de hydraulische belasting af te vlakken. Het egalisatiebekken is uitgerust met mixers en keerschotten om kortsluiting in het stromingspatroon te verhinderen.

- Secundaire zuivering:

Het gehomogeniseerde afvalwater (7) wordt onder debietcontrole overgepompt naar het pH- en nutriëntenregelingsbekken, waar het door middel van chemicaliën dermate wordt geconditioneerd dat het water (8) ontvankelijk wordt voor de micro-organismen in de biologische reactoren. De pH wordt automatisch alkalisch gehouden en de nutriënten, ammoniak en fosforzuur, worden toegevoegd volgens een gewichtsverhouding TOD/xN/yP. Een laatste vorm van conditioneren bestaat in een temperatuurcontrole door middel van stoominjectie. De uitlaat van dit bekken is een verdelingssectie die de geconditioneerde afvalwaterstroom (8) gelijkmatig verdeelt over twee biologische reactoren van het type UNOX.

De biologische reactie vindt plaats in twee parallel werkende zuurstofactiefslibreactoren. De vereiste zuurstof (9) voor het verloop van het bio-oxydatieproces wordt door de cryogene eenheid van de fabriek geleverd. Het zuurstofactiefslibstelsel bestaat hier uit twee reactor-treinen die elk onderverdeeld zijn in vier reactorcellen. Elke reactorcel is uitgerust met een oppervlaktebeluchter, waarvan de indompeldiepte varieerbaar is. Afbeelding 1 geeft een zicht op het reactordek met op de voorgrond een beluchteraandrijfeenheid. Door een dergelijke reactorconstructie benadert men de ideale menging in elke reactorcel, doch globaal gezien bekomt men een soort propstroom doorheen de reactor. Een dergelijk propstroomeffect houdt in dat men doorheen de reactor-trein een BOD-concentratiegradiënt bekomt. Volgens HOUTMEYERS & VERACHTERT (1978) zouden dergelijke gradiënten inhiberend werken op de ontwikkeling van de gevreesde filamenteuze organismen, welke aanleiding geven tot de vorming van lichtslib.

De zuurstofvoeding (9), het retourslib (13) en de afvalwatervoeding (8) kunnen zowel in de eerste als de tweede reactorcel worden gebracht. De hydraulische verblijftijden alsook de zuurstofslib-contact-tijden kunnen alsoo optimaal op elkaar worden afgestemd. In de praktijk kan men bijvoorbeeld deze installatie omschakelen op een contactstabilisatiesysteem door het retourslib en de zuivere zuurstof te injecteren in de eerste reactorcel en het afvalwater af te leiden naar de tweede reactorcel.



Afbeelding 1: Zicht op het reactordek met op de voorgrond een aandrijfeenheid van een oppervlaktebeluchter

Tijdens het eerste contact van het afvalwater met het actiefslib vindt een snelle adsorptie van verbindingen met een hoog molekuulgewicht plaats. Het retourslib wordt geactiveerd in de eerste reactorcel om de geadsorbeerde stoffen af te breken. Een belangrijk voordeel van deze werkwijze is dat een groot deel van het actiefslib buiten direct contact met het afvalwater wordt gehouden, hetgeen de kwetsbaarheid van het systeem voor giftige schokbelastingen geringer maakt.

Het zuurstofdebiet naar de reactor wordt automatisch geregeld op basis van drukcontrole in de reactor. De normale operatiedruk van de reactor is 50 mm waterkolom overdruk. Het zuurstofgas dat in de eerste cel wordt toegevoegd is praktisch zuiver en verandert langzaam in een mengsel dat armer wordt aan zuurstof en rijker aan koolstofdioxyde. Dit afgas ontsnapt langs de uitlaat van de vierde reactorcel. Het reactorventgas is een mengsel van ongebruikte zuurstof, edelgassen die met het voedingsgas binnen komen, en koolstofdioxyde dat een reactieproduct is van het biologisch proces. Het zuurstofpercentage in het afgas is een parameter voor de doelmatigheid van het zuurstofverbruik in de reactor. De zuiverheid van het afgas in dit systeem wordt automatisch gemeten en geregistreerd door een zuurstofmeter. Bij het vaststellen van een te lage zuurstofconcentratie in het afgas (lager dan 25 volume percent) wordt de controleklep in de afgaslijn van de reactor meer geopend. Deze actie resulteert in een daling van de operatiedruk (lager dan 50 mm waterkolomoverdruk) wat het zuurstofdebiet naar de reactor zal doen toenemen. Tijdens de werking wordt steeds getracht om een gehalte van 4 tot 6 mg/l aan opgeloste zuurstof in de reactorcel te handhaven. Deze hoge waarden hebben niet enkel een gunstig effect op de bio-oxydatie, doch eveneens op de ontwikkeling van bepaalde protozoa (gesteelde ciliaten) welke de vlokvorming van het actiefslib stimuleren. Elke reactortrein is ontworpen om 50% van de afvalwaterstroom te behandelen. Het influent, het retourslib (13) en de zuurstofvoeding worden normaal in de eerste cel van de reactortrein binnengebracht. De mogelijkheid om de eerste reactorcel over te slaan, of de eerste en tweede reactorcel gelijktijdig te voeden is voorzien.

De hoeveelheid slib die gerecycleerd wordt ligt normaal tussen de 50 tot 100%. De slibconcentratie in de reactor is afhankelijk van de BOD- of TOD- belasting en de vooropgestelde slibbelastingssnelheid "Sb".

$$S_b = \text{Kg TOD of BOD} / \text{Kg MLVSS.dag}$$

Deze parameter hangt nauw samen met de effluentkwaliteit en de slib-bezinkingseigenschappen van de installatie.

Het gebruik van zuivere zuurstof vergt de nodige veiligheidsmaatregelen; een uitgebreid veiligheidssysteem maakt ook deel uit van de zuurstofactiefslibinstallatie. De aanwezigheid van koolwaterstoffen in de gasen van de reactoren wordt continu gemeten door vier explosiemeters die afgesteld zijn op 25% en 50% van de laagste explosiegrenswaarde. Bij het bereiken van de 25% waarde wordt automatisch de zuurstoftoevoer naar de reactoren afgesloten. Eveneens worden de gasen uit de reactoren gepurgeerd door middel van lucht-ventilatoren. Bij het bereiken van de 50% waarde stoppen de oppervlaktebeluchters automatisch.

De scheiding tussen het gezuiverd water en het actiefslib (10) gebeurt door middel van twee nabezinkingsbekkens. Elk bekken is ontworpen voor een oppervlaktebelasting van 0,68 m³/h.m² (m/h). De uitlaat van de reactoren is voorzien van flocculatiebekkens. Ingeval de slibvlok van een slechte kwaliteit is, wordt in dit bekken een polyelectroliet geïnjecteerd die de bezinking verbetert en dus het gehalte aan gesuspendeerd materiaal in de overloop (11) van de bezinkingsbekkens doet afnemen. In het voorgaande werd reeds gewezen op de nauwe relatie tussen de slibbelastingssnelheid en de slibbezinkingseigenschappen. Een goed gekozen slibbelastingsfactor kan onrechtstreeks een bijdrage leveren om het probleem van "solids carry over" in de nabezinkingsbekkens tot een minimum te beperken. Grote populaties van protozoa in het actiefslib duiden meestal op een goede kwaliteit van het effluent. Buiten het feit dat deze micro-organismen optreden als indicatoren bij het actiefslibproces, vervullen sommige van hen, zoals de gesteelde ciliaten (KUIPER 1973), een belangrijke rol in het zuiveringsmechanisme zelf.

Het is dus ook duidelijk dat men de werkingsparameters zodanig zal kiezen dat de optimale condities voor de gesteelde ciliaten verzekerd zijn. De gesteelde ciliaten zouden onder deze omstandigheden het water met de gedispergeerde bacteriën opzuigen en het gefilterd terug naar buiten sturen. Het gevolg hiervan is dat het gehalte aan gesuspendeerd materiaal vermindert en de dichtheid van het slibbed in het nabezinkingsbekken verhoogt. Het bodemslib (12) van de nabezinkingsbekkens stroomt naar het bioslibbekken. Het grootste gedeelte hiervan wordt onder debietcontrole gerecycleerd (13) naar de reactoren. Het spuislib (14) wordt naar de slibconditioneertank gepompt waar het samen met het primair slib (5) wordt vermengd. De overloop van de nabezinkingsbekkens gaat via het effluentbekken (11) naar de rivier. De pH-, temperatuur-, opgeloste zuurstof-, TOD-waarden en debiet van het geloosde water (11) worden continu geregistreerd.

Zoals bij elke biologische zuivering het geval is, wordt ook hier het afvalwaterprobleem omgezet in een afvalslibprobleem. Er werd reeds aangestipt dat de netto spuislibproductie voor een actiefslibproces werkend met zuivere zuurstof lager is dan voor een conventioneel actiefslibproces. De slibbehandelingsinstallatie omvat hier een slibconditioneertank en een decanteercentrifuge. Deze laatste is cilindrisch-conisch en bestaat uit twee essentiële onderdelen: een roterende mantel en een roterende transportschroef. De mantel draait met een snelheid van 1800 tpm, en de schroef met een snelheid van 1797 tpm. De slibstroom (15) die centraal in de centrifuge wordt gepompt, wordt eerst geconditioneerd met een oplossing van een polyelectrolyet dat sterk cationisch is. De doseringshoeveelheid schommelt tussen de 0,4 en 0,6% van het droge stof gehalte. Het droge stof gehalte van de slibkoek (16) schommelt tussen de 12 en 15%. Gezien de gunstige bemestingswaarde van het spuislib, wordt dit laatste recent gebruikt voor het stabiliseren van de opgesloten zandgronden rondom de installatie. De natuurlijke begroeiing die hierop volgt reduceert het vroegere probleem van vliegzaamheid.




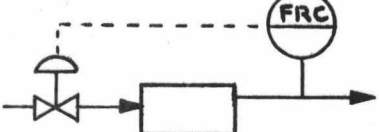
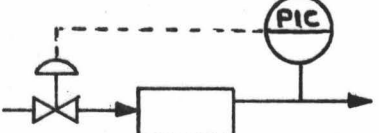
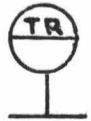


Afbeelding 2 geeft een overzicht van de gehele installatie met uitzondering van het pompstation dat zich centraal in de fabriek bevindt.

1.2.4. Automatische monitoring van de installatie.

De tussenkomst van de procescomputer in de controlekring voor het afleiden van het afvalwater naar het noodbekken werd reeds in het voorgaande beschreven. Een aantal activiteiten waarvan hieronder een overzicht wordt gegeven, behoren eveneens tot de taak van de procescomputer:

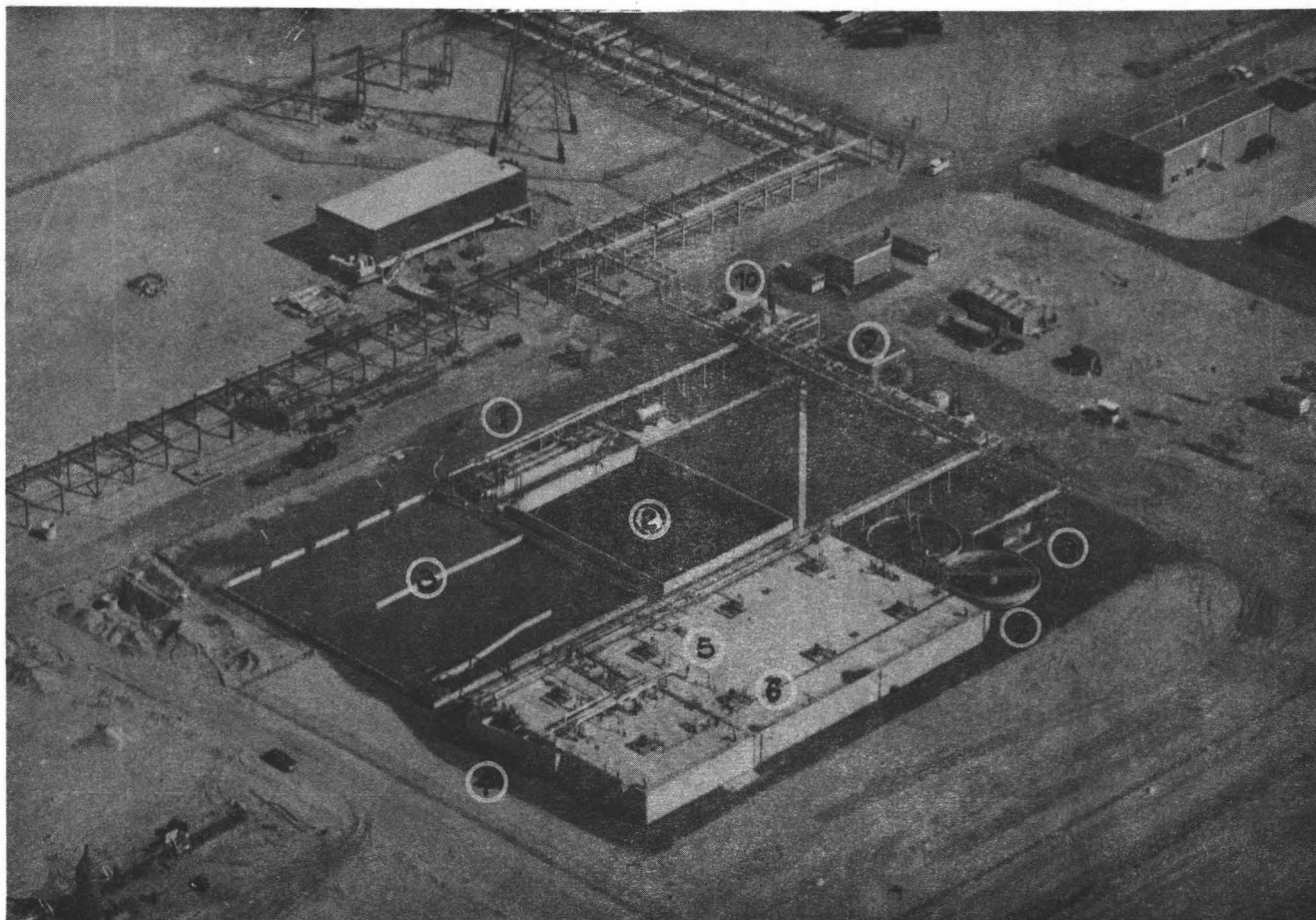
- Om een zeker aantal seconden bekijkt de computer de inputs die hij ontvangt van aangesloten metingen, zoals TOD, debiet en pH. Voor iedere meting bewaart hij de laatst geziene waarde in een tabel. Deze tabel wordt bijgevolg voortdurend ververst.
- Een aantal belangrijke "flows" zoals TOD-belasting en specifiek zuurstofverbruik die niet rechtstreeks gemeten worden, worden door de computer met een zekere frekwentie berekend.
- De computer houdt de gegevens bij voor een aantal opgestelde "logs". De gegevens kunnen onmiddellijke waarden, statistische verwerkte waarden of historisch verzamelde gegevens zijn.
- Het geven van adviezen met het doel het biologisch proces optimaal te laten verlopen is een computertaak voor de nabije toekomst.

TABEL 6: SYMBOLEN EN CODERING (HARMSSEN & VALK 1965) VOOR GEBRUIKTE MEET- EN REGELTECHNIEK IN FIGUUR 5.

Symbolen en Codering	Definitie
	Een instrument waarvan een onderdeel geplaatst is op een centraal paneel. Meetlijn en proceslijn staan loodrecht op elkaar.
	Pneumatische regelklep in proceslijn met stuurlijn.
	pH- of TOD-regeling en registratie. Montage van het instrument in een centraal meetpaneel.
	Registratie en regeling van een stroming.
	Drukmeting en regeling door sturing van een regelklep.
	Temperatuurmeting en paneelregistratie.
	<p>pH, TOD, DO, O₂ of HC</p> <p>Meting en paneelregistratie van een procesgegeven.</p> <p>TOD = "Total Oxygen Demand" (mg/l)</p> <p>DO = "Dissolved Oxygen" (mg/l)</p> <p>O₂ = Zuurstofgehalte in gasfase (V/V%)</p> <p>HC = Koolwaterstofgehalte in gasfase (V/V%)</p>
	Registratie van een stroming, met sommering van de doorgestroomde hoeveelheid.

The diagram illustrates the process flow of a wastewater treatment plant (WVWZ). Key components and stages include:

- Intake and Pre-treatment:**
 - Procesafvalwater (1)** and **Gecontamineerd regenwater** enter the system.
 - NaOH** is added for pH control, monitored by a **QRC** and **pH** sensor.
 - Pompstation** (pump station) moves water through a **Noodbekken** (emergency tank) to the **Proces-computer**.
 - TON** (Total Organic Nitrogen) is monitored by a **QRC**.
- Primary Treatment:**
 - Oliefascheider** (oil separator) separates oil from the water.
 - Afvalolietank** (waste oil tank) collects separated oil.
 - Egalisatiebekken** (equalization tank) balances the flow.
 - Slibconditionertank** (sludge conditioning tank) prepares sludge for reuse.
- Biological Treatment:**
 - Nutriënten-regelings-bekken** (nutrient regulation tank) adds **NaOH**, **H₂SO₄**, **NH₄OH**, **H₃PO₄**, and **Stoom** (steam).
 - Zuurstofreactoren** (aeration tanks) are controlled by a **PIC** (Process Instrument Controller) and receive **O₂** (oxygen) from a compressor (9).
 - Flocculant** is added to the aeration tanks.
 - FRC** (Flow Rate Controller) units monitor and control the flow into and out of the aeration tanks.
- Sludge Handling and Effluent:**
 - Bioslibbekken** (biological sludge tanks) receive sludge from the aeration tanks.
 - Slibconditionertank** (sludge conditioning tank) processes sludge, which is then sent to a **Centrifuge**.
 - The **Centrifuge** separates **Centrifugaat** (centrifugate) from the sludge, which is then sent to a **Container**.
 - Nabezinkingsbekkens** (secondary settling tanks) receive treated water, which is then sent to the **Effluentput** (effluent pit).
 - TR** (Total Residue) and **QRC** (Quality Rate Controller) sensors monitor the effluent quality.
 - The final effluent is discharged into the **Rivier** (river).



Afbeelding 2: Luchtfoto van de bestudeerde afvalwaterzuiveringseenheid.

- | | |
|-------------------------------------|---------------------------------|
| 1. olieafscheider | 6. zuurstofactiefslibreactor |
| 2. noodbekken | 7. nabezinkingsbekkens |
| 3. egalisatiebekken | 8. bio-slib- en effluentbekken |
| 4. pH- en nutriëntenregelingsbekken | 9. chemicaliën gebouw |
| 5. zuurstofactiefslibreactor | 10. slibbehandelingsinstallatie |

H O O F D S T U K I I

OPERATIONELE KARAKTERISTIEKEN van een BIOLOGISCHE ZUIVERINGSINSTALLATIE WERKEND MET ZUIVERE ZUURSTOF

II.1. Doelstelling

De optimalisatie van een biologische zuiveringsinstallatie berust op de kennis van de onderlinge relaties van de procesparameters. De laatste 20 jaar werd er een aanzienlijke vooruitgang geboekt in het ontwikkelen van mathematische modellen voor het beschrijven van de biologische processen in een zuiveringsinstallatie (ECKHOFF & JENKINS 1967).

In het volgende wordt getracht om via een mathematische benadering enerzijds en een bedrijfskostenanalyse anderzijds een beter inzicht te krijgen in de onderlinge relaties van de procesparameters van de reeds beschreven zuiveringsinstallatie. Speciale aandacht wordt verleend aan de procesparameters die een rechtstreekse invloed uitoefenen op de slibproductie. Het invoeren van de "fosfaatstress-factor" als bedrijfsparameter van een biologische reactor teneinde de slibproductie te verminderen, wordt in detail onderzocht.

II.2. Situering van de Uitgevoerde Onderzoekingen

De bestudeerde installatie werd opgestart in September 1976. Procestechnisch werd in de periode van September 1976 - September 1977 de reactor bedreven volgens het principe van de constante slibbelastingssnelheid. Er werd getracht deze laatste te handhaven op een niveau van 0,25 tot 0,27 kg TOD per kg slib per dag. De doorstroming van de vloeistof beantwoordde aan het propstroommodel. Zowel het geconditioneerde afvalwater als de zuurstof en het retourslib werden in de eerste reactortrap geïnjecteerd. Het handhaven van een constante slibbelastingssnelheid bleek mettertijd zeer grote moeilijkheden op te leveren, gezien de wisselende samenstelling van het influent, inherent aan de fabrieksomstandigheden. Daarom werd vanaf September 1977 geopteerd voor het sturen van de reactor op basis van een constante slibouderdom. Tevens werd er voor geopteerd in de komende periode specifiek de strategische dosering van het ammoniak- en fosfaatnutriënt in detail te gaan onderzoeken, terwijl de inspanningen van het eerste jaar, bij het onderzoek naar de verbetering van de installatie, zich vooral toespitsten op het optimaal instellen van de beluchtingscapaciteit.

In het eerste proefjaar waren de bedrijfsresultaten alhoewel niet teleurstellend doch niet schitterend. Vooral het hoge gehalte aan zwevende stoffen in het effluent (gemiddelde waarde = 275 mg/l) en de minder gunstige slibvolumeindex-waarde (gemiddelde waarde = 137 ml/g) zijn hiervan een voorbeeld. De resultaten van dit eerste proefjaar worden, gezien hun relatie met deze van de twee volgende jaren van bedrijfsvoering beperkt is, niet verder in dit werk uitgediept.

Vanaf September 1977 tot en met Januari 1978 wordt de bedrijfsvoering van de reactor ingesteld op het handhaven van een zo constant mogelijke slibverblijftijd. Tevens wordt de dosering van ammoniak en fosfaat afgestemd op de TOD-belasting en wel in die mate dat beide nutriënten in niet beperkende doses worden toegevoegd. Concreet wordt gewerkt met een TOD/N verhouding van 60/1 en een TOD/P verhouding van 569/1. Deze periode wordt navolgend aangeduid als periode A. De resultaten (Addendum 1) worden in Hoofdstuk II in detail geanalyseerd en gelden bovendien als referentie voor de twee navolgende onderzoeksperiodes waar de fosfaatstress als bedrijfsparameter wordt gehanteerd.

Vanaf Februari 1978 tot en met Juni 1978 wordt de reactor bedreven met een continu tekort aan fosfaat. Tijdens deze periode gebeurt dus enkel de ammoniakdosering in functie van de TOD-belasting, terwijl de fosfaatdosering op een constante injectie-hoeveelheid wordt ingesteld. Deze laatste hoeveelheid wordt echter niet op de conventionele TOD/P-verhouding van periode A ingesteld, maar wel op een veel grotere: $TOD : P = 1153:1$. Deze werkwijze resulteert in de invoering van een continue fosfaatstress-situatie in de reactor.

De bekomen resultaten (Addendum 1) voor deze bedrijfsvoering worden vanaf Maart 1978 tot en met Juni 1978; t.t.z. na een overbruggingsperiode van één maand, in aanmerking genomen voor procesmatig onderzoek. De aandacht dient speciaal gevestigd op het feit dat beide nutriënten op continue wijze gedoseerd worden. Deze periode van het onderzoek wordt in dit Hoofdstuk aangeduid als periode B.

De analysemethoden welke gevolgd worden voor deze studie zijn conform met de "Standard Methods for the Examination of Water and Waste Water".

Parallel met de praktijkinstallatie worden enkele biokinetische analyses uitgevoerd in een laboratoriumpilotinstallatie, teneinde het actiefslib te karakteriseren. In Tabel 7 wordt een overzicht gegeven van de symbolen en definities van de procesparameters.

II.3. Onderzoek van de relaties tussen de procesparameters voor periode A en B.

II.3.1. Belasting en belastingspatroon tijdens periode A en B

In het volgende wordt onderzocht hoe het werkelijke belastingspatroon is, welke effluentkwaliteit onder de operationele voorwaarden van periode A en B kan worden bereikt en welke nevenverschijnselen zich daarbij voordoen. Tabel 8 geeft een overzicht van de influentparameters. Afgezien van de TOD-belasting liggen de gemiddelde waarden van de influentparameters in hetzelfde gebied voor beide perioden. Voor periode B is de gemiddelde TOD-belasting 39% hoger dan voor periode A. De slibbelastingssnelheden zijn daarentegen vergelijkbaar. Uit de waarden van de variantiecoëfficiënten blijkt dat voor beide perioden een sterke schommeling optreedt voor de volgende influentparameters in functie van de tijd:

- materiaal in suspensie
- conductiviteit
- TOD-belasting.

Algemeen kan men stellen dat het essentiële verschil tussen periode A en B, wat betreft de influentparameters, de hogere TOD-belasting van periode B is. De samenstellende componenten van het influent, vermeld in Hoofdstuk I, zijn dezelfde voor beide perioden.

Het belastingspatroon voor periode A en B is identiek. Beide reactoren van de biologische installatie worden aan een propstroming van het afvalwater onderworpen. De dosering van de nutriënten, NH_4OH en H_3PO_4 , gebeurt op basis van de behoefte van het actiefslib. Deze behoefte wordt voornamelijk bepaald door de organische belasting maar tevens door het manipuleren van de kwantitatieve "flow" van energie in het actiefslib (VERSTRAETE 1977). Dit laatste zal verder in deze studie worden toegelicht.

TABEL 7: SYMBOLEN EN DEFINITIES VAN DE PROCESPARAMETERS

Parametersymbool	Definitie	Eenheid
TOD	Totaal zuurstofverbruik	mg/l
BOD ₅	Biologisch zuurstofverbruik	mg/l
COD	Chemisch zuurstofverbruik	mg/l
TOD-belasting	Hoeveelheid TOD gevoed naar de reactor per dag	kg/dag
pH		
Conductiviteit		μmho/cm
SS	Materiaal in suspensie	mg/l
θ _H	Hydraulische verblijftijd in reactor	dag
TOD-verwijderd	Hoeveelheid TOD verwijderd per dag	kg/dag
SVI	Slibvolume-index	ml/g
Slibaangroei	Hoeveelheid organisch slib aangegroeid per dag	kg/dag
θ _C	Slibouderdom	dag
q	Specifieke snelheid van substraat-verbruik of kg TOD verbruikt per kg organisch slib per dag	l/dag
Y _{TOD}	Effectieve cel- of slibopbrengst, kg organisch slib geproduceerd per kg TOD verwijderd	kg/kg
NH ₃ -verwijderd	Hoeveelheid stikstof als ammoniak verwijderd per dag	kg/dag
PO ₄ ³ -verwijderd	Hoeveelheid fosfor als fosfaat verwijderd per dag	kg/dag
MLVSS	Hoeveelheid organisch slib in reactor	mg/l
O ₂ -opname	Zuurstofopname door het actiefslib per dag	kg/dag
Sb	Slibbelastingssnelheid; kg TOD gevoed per kg organisch slib per dag	l/dag
DO-ML	Opgelost zuurstofgehalte in reactor-vloeistof	

TABEL 8: RESULTATEN STATISTISCHE BEREKENINGEN -INFLUENTPARAMETERS PERIODE A en B

Parameter	Eenheid	P E R I O D E A (1)			P E R I O D E B (2)		
		Gemiddelde	Standaard Deviatie	Variantie- Coëfficient %	Gemiddelde	Standaard- Deviatie	Variantie- Coëfficient %
pH		10,	0,40	3,99	10,01	0,71	7,08
Conductiviteit	μ mho/cm	2530,	540,	21,56	2440,	980,	40,11
SS-influent	mg/l	55,23	29,86	54,06	71,81	37,81	52,65
TOD	mg/l	7594,33	2029,11	26,72	8916,70	3083,38	34,58
COD	mg/l	6045,37	1608,34	26,60	6915,75	2750,55	39,77
BOD ₅	mg/l	2636,59	735,52	27,90	3566,50	1183,35	33,18
TOD-Belasting	kg/dag	8822,79	3891,56	44,11	12227,83	4182,40	34,20

(1) Periode A = 93 waarnemingen

(2) Periode B = 54 waarnemingen

II.3.2. Effluentkwaliteit tijdens periode A en B

Tabel 9 geeft een overzicht van de effluentkwaliteit tijdens periode A en B. Tussen beide perioden is er weinig verschil te merken. Zowel de TOD- als de COD- en BOD-reducties zijn bevredigend gezien de aard van het afvalwater. De hoge variantie-coëfficiënt voor de TOD-, COD- en BOD-waarden duiden op een sterk schommelende organische belasting. De BOD-waarden in het effluent zijn eveneens sterk afhankelijk van het type ethyleenoxydederivaat dat in het afvalwater aanwezig is.

De polyethyleenglycolen kunnen namelijk een complexe mengeling vormen van materialen met een breed spectrum van moleculaire gewichten en graad van biodegradeerbaarheid. Deze laatste faktor zal de lage reproduceerbaarheid van de BOD₅-test (VERSTRAETE 1977) nog ongunstiger beïnvloeden, hetgeen resulteert in de hoge waarden van de BOD-effluentvariantie-coëfficiënten.

De hoge gemiddelde waarden voor het gehalte aan gesuspendeerd materiaal (SS-effluent) in het effluent, alsmede de respectievelijke hoge waarden van de variantie-coëfficiënten zijn opvallend. In het volgende zal getracht worden hiervoor een verklaring te vinden. Zonder vooruit te lopen op de studie kan hier reeds worden gesteld dat de zwevende stoffen niet worden veroorzaakt door het verschijnsel lichtslib of zwel-slib (PIPES 1967). **Figuur 6** geeft een grafische voorstelling van de belasting en effluentkwaliteit van de afvalwaterzuiveringseenheid. Ook die van periode A en B maken deel uit van deze geregistreerde maandgegevens.

II.3.3. Bestudeerde procesparameters tijdens periode A en B

- Ingestelde en resulterende procesparameters:

Als ingestelde procesparameter bedoelt men deze die optreedt als onafhankelijke veranderlijke bij het opstellen van een mathematisch model voor verschillende procesparameters. De ingestelde procesparameter is het corrigerend orgaan in het biologisch proces zoals de regelklep in de regelkring. De resulterende procesparameter treedt op als afhankelijke veranderlijke in een mathematisch model.

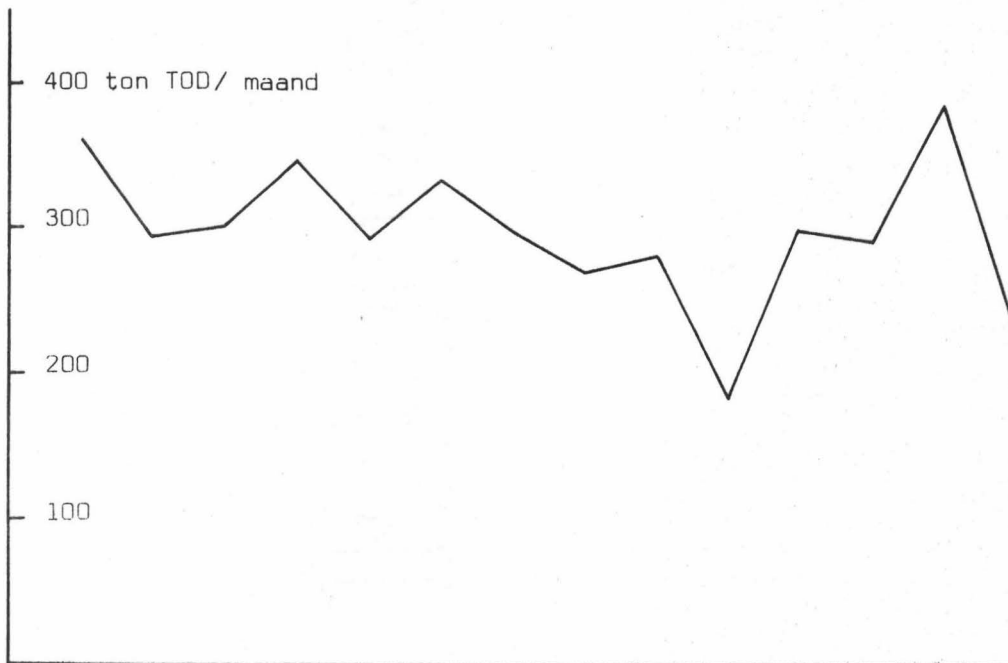
TABEL 9: RESULTATEN STATISTISCHE BEREKENINGEN - EFFLUENTPARAMETERS PERIODE A en B

Parameter	Eenheid	P E R I O D E A (1)			P E R I O D E B (2)		
		Gemiddelde	Standaard Deviatie	Variantie-Coëfficient %	Gemiddelde	Standaard Deviatie	Variantie-Coëfficient %
pH		6,63	0,25	3,83	6,79	0,30	4,45
Conductiviteit	μ mho/cm	2800,	580,	20,75	2130,	390,	16,80
SS-effluent	mg/l	219,52	223,24	101,70	192,41	148,74	77,30
TOD	mg/l	1343,96	438,53	32,63	1272,15	528,64	41,56
COD	mg/l	1061,57	393,67	37,08	1026,42	492,16	47,95
BOD ₅	mg/l	45,26	31,95	70,59	44,22	29,56	66,85
PO ₄ ³⁻	mg/l	22,35	9,62	43,02	3,5	1,58	45,23
NH ₃	mg/l	60,24	21,12	35,06	39,04	21,57	55,25
TOD-reductie	%	81,85	6,13	7,49	85,16	5,68	6,67
COD-reductie	%	81,86	6,42	7,84	84,22	5,72	6,79
BOD ₅ -reductie	%	98,13	1,29	1,32	98,25	1,52	1,55

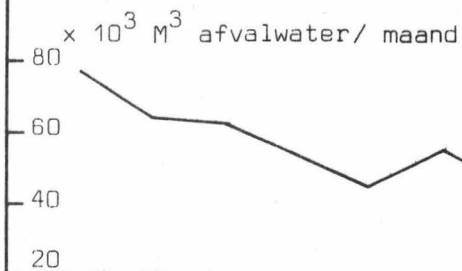
(1) Periode A = 93 waarnemingen

(2) Periode B = 54 waarnemingen

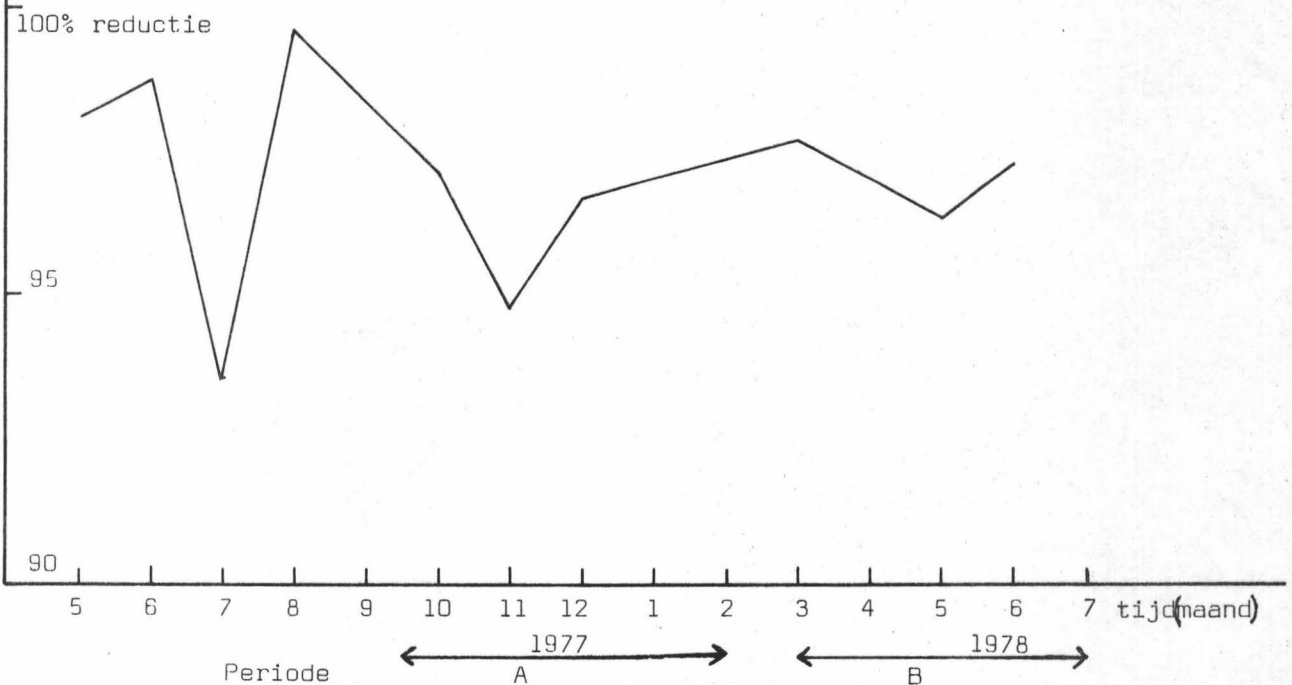
FIGUUR 6A: TOD-BELASTING VOOR DE AFVALWATERZUIVERINSEENHEID



FIGUUR 6B: HYDRAULISCHE BELASTING VOOR DE AFVALWATERZUIVERINGSEENHEID



FIGUUR 6C: BOD_5 -REDUCTIE VOOR DE AFVALWATERZUIVERINSEENHEID



Tabel 10 geeft een overzicht van de onderzochte procesparameters. Het weerhouden van bepaalde ingestelde en resulterende parameters gebeurt in functie van de doelstelling van de studie en de logische gedachtenwisseling.

Resultaten statistische berekeningen van de procesparameters voor Periode A en B:

Uit Tabel 10 blijkt dat voor de ingestelde parameters, de slibconcentratie (MLVSS) en de hydraulische verblijftijd (θ_H) in de reactor, redelijk constant blijven gedurende beide perioden. De grotere θ_H -waarde voor periode A zal normaal de TOD-reductie gunstig beïnvloeden. De slibouderdom (θ_C) en de slibbelastingssnelheid (S_b) daarentegen bestrijken een breed werkgebied. Algemeen kan men stellen dat voor de ingestelde parameters er weinig fundamenteel verschil te vinden is tussen periode A en B.

Aan de hand van de variantie-coëfficiënten blijkt dat de resulterende procesparameters erg onderhevig zijn aan uitwendige invloedrijke factoren. Voor deze parameters treden volgende sterke afwijkingen op tussen de perioden A en B (Tabel 10):

- specifieke snelheid van substraatverbruik (q): 35% hoger voor periode B dan voor periode A;
- effectieve slibopbrengst (Y_{TOD}): 36% lager voor periode B dan voor periode A;
- hoeveelheid fosfaat verwijderd per dag (PO_4^{3-} -verwijderd): 28% lager voor periode B dan voor periode A.

De mathematische behandeling van de procesgegevens omvat het bepalen van correlatie-coëfficiënten en het opstellen van een polynomiale regressievergelijking tussen twee procesparameters. Dergelijke programma's werden reeds vroeger met succes uitgevoerd door PETERS et al (1977) voor de optimalisering van een biologische zuiveringsinstallatie.

TABEL 10: RESULTATEN STATISTISCHE BEREKENINGEN - PROCESPARAMETERS PERIODE A en B

P A R A M E T E R		Eenheid	P E R I O D E A (1)			P E R I O D E B (2)		
Ingestelde	Resulterende		Gemiddelde	Standaard Deviatie	Variantie-Coëfficiënt %	Gemiddelde	Standaard Deviatie	Variantie-Coëfficiënt %
θ_H		dag	6,01	1,17	19,46	4,61	0,79	17,25
θ_C		dag	40,39	21,40	52,98	38,11	27,12	71,15
MLVSS		mg/l	5214,33	348,61	6,69	5281,53	560,85	10,62
Sb		l/dag	0,24	0,10	41,13	0,27	0,11	41,80
DO-ML		mg/l	-	-	-	6,31	2,98	47,19
	O ₂ -opname/TOD-verwijderd	kg/kg	0,85	0,42	49,41	0,92	0,33	35,37
	O ₂ -opname	kg/dag	5954,25	2067,86	34,73	9523,43	1894,77	19,90
	TOD-verwijderd	kg/dag	7005,17	3180,70	45,41	10351,55	3484,89	33,67
	SVI	ml/g	140,24	26,69	19,04	128,69	21,65	16,83
	Slibaangroei	kg/dag	1343,65	705,53	52,51	1375,27	920,22	66,91
	q	l/dag	0,19	0,08	42,17	0,25	0,09	36,25
	Y _{TOD}	kg/kg	0,22	0,18	80,63	0,14	0,15	103,88
	PO ₄ ³⁻ -verwijderd	kg/dag	38,95	27,83	71,45	28,39	12,81	45,11
	NH ₃ -verwijderd	kg/dag	141,96	69,04	48,63	125,56	46,91	37,36

(1) Periode A = 93 waarnemingen

(2) Periode B = 54 waarnemingen

TABEL 11: CORRELATIE-COEFFICIENTEN (R) VAN DE PROCESPARAMETERS UIT PERIODE A (1).

	O_2 - opname	θ_H	TOD- red.	TOD- verw.	Sb	SVI	Slib- aangr.	θ_C	q	Y_{TOD}	PO_4^{3-} - opname	NH_3 - opname	SS- effl.
O_2 - opn.	1												
θ_H	-0,41	1,											
TOD- red.	** 0,37	0,13	1,										
TOD- verw.	* 0,29	-0,21	0,10	1,									
Sb	0,24	-0,17	0,19	0,92	1,								
SVI	0,08	-0,21	*** -0,56	0,36	0,29	1,							
Slib- aangr.	0,16	*** -0,46	-0,24	-0,26	-0,32	0,13	1						
θ_C	0,16	** 0,40	** 0,38	*** 0,46	0,54	-0,06	*** -0,76	1,					
q	* 0,30	-0,17	* 0,31	*** 0,91	0,99	0,23	* -0,34	*** 0,57	1,				
Y_{TOD}	-0,17	-0,11	-0,19	*** -0,56	*** -0,61	-0,16	*** 0,66	*** -0,66	*** -0,61	1,			
PO_4^{3-} - opn.	0,18	0,15	0,0	-0,02	-0,14	-0,23	-0,20	0,07	-0,13	-0,17	1,		
NH_3 - opn.	** 0,40	-0,19	0,05	* 0,35	* 0,34	0,08	0,10	0,16	* 0,34	* -0,33	-0,04	1,	
SS- effl.	0,42	-0,51	-0,47	0,11	-0,01	0,31	0,47	-0,32	-0,05	0,24	0,16	0,33	1,

(1) De correlatie-coëfficiënten zijn betekenisvol op het niveau van

$\alpha = 0,1$ (*)

$\alpha = 0,05$ (**)

$\alpha = 0,02$ (***)

TABEL 12: CORRELATIE-COEFFICIENTEN (R) VAN DE PROCESPARAMETERS UIT PERIODE B (1).

	O ₂ - opname	θ_H	TOD- red.	TOD- verw.	Sb	SVI	Slib- aangr.	θ_C	q	Y _{TOD}	PO ₄ ³⁻ - opname	NH ₃ ⁻ - opname	SS- effl.
O ₂ - opn.	1,												
θ_H	0,0	1,											
TOD- red.	0,29	0,01	1,										
TOD- verw.	*** 0,60	0,15	0,01	1,									
Sb	* 0,45	0,38	-0,31	*** 0,99	1,								
SVI	-0,07	** 0,58	0,17	0,42	*** 0,70	1,							
Slib- aangr.	0,31	-0,18	-0,10	0,01	-0,03	* -0,52	1,						
θ_C	* -0,40	-0,11	0,02	-0,19	-0,03	0,09	*** -0,78	1,					
q	*** 0,68	0,20	0,04	*** 0,98	*** 0,99	* 0,45	-0,05	-0,24	1,				
Y _{TOD}	0,09	-0,38	-0,29	* -0,41	-0,39	*** -0,88	** 0,64	** -0,65	* -0,43	1,			
PO ₄ ³⁻ - opn.	0,01	0,06	0,12	0,21	0,34	0,15	-0,11	0,17	0,13	* -0,34	1,		
NH ₃ ⁻ - opn.	0,35	-0,30	0,04	0,24	0,03	-0,10	-0,14	0,09	0,29	* -0,40	0,10	1,	
SS- effl.	0,04	-0,19	-0,22	-0,01	0,19	-0,01	0,25	-0,01	-0,08	-0,02	0,59	0,10	1,

(1) De correlatie-coëfficiënten zijn betekenisvol op het niveau van

$\alpha = 0,1$ (*)
 $\alpha = 0,05$ (**)
 $\alpha = 0,02$ (***)

TABEL 13: WEERHOUDEN RELATIES VOOR PERIODE A EN PERIODE B OP BASIS VAN DE HOGE SIGNIFICANTIE VAN DE CORRELATIE-COEFFICIENT OF POLYNOMIALE REGRESSIE

Parameters	Correlatie-Coëfficiënt (R)		Waarschijnlijkheidsgraad (α)		Polynomiale Regressie	
	Periode A	Periode B	Periode A	Periode B	Periode A	Periode B
TOD-verwijderd/ O_2 -opname	0,29	0,60	0,1	0,02		
q/O_2 -opname	0,30	0,68	0,1	0,02		(1)
Y_{TOD} /TOD-verwijderd	-0,56	-0,41	0,02	0,1		
θ_C /slib-aangroei	-0,76	-0,78	0,02	0,02		
θ_C/Y_{TOD}	-0,66	-0,65	0,02	0,05	(1)	(1)

(1) Parameterrelatie uitgewerkt in de vorm van een polynomiale regressievergelijking (Tabel 14).

TABEL 14: POLYNOMIALE REGRESSIEVERGELIJKING VOOR PROCESPARAMETERS (PERIODE A EN B).

PARAMETER - RELATIE		POLYNOMIALE REGRESSIE (1)			PERIODE		ANALYSE VAN DE VARIANTIE	
Onafhankelijke Veranderlijke X	Afhankelijke Veranderlijke Y	Graad	Coëfficiënten	Figuur	A	B	Determinatiegraad % (2)	F-factor (3)
q	O ₂ -opname	1e Intercept	14037,86 6580,29	7		X	46	13,66***
θ_C	Y _{TOD}	3e Intercept	-0,54 · 10 ⁻¹ 1,00 · 10 ⁻³ -0,61 · 10 ⁻⁵ 1,09	9A	X		55	9,92***
θ_C	Y _{TOD}	4e Intercept	0,53 · 10 ⁻¹ -0,17 · 10 ⁻² 0,18 · 10 ⁻⁴ -0,68 · 10 ⁻⁷ -0,31	9B		X	50	6,68*

- (1) De vergelijking is betekenisvol op het niveau van $\alpha = 0,1$ (*)
 $\alpha = 0,05$ (**)
 $\alpha = 0,02$ (***)

(2) Determinatiegraad = Fractie van de variantie van Y, die associeerbaar is met de Polynomiale regressie.

(3) F-factor = Verhouding van het gemiddeld kwadraat van de afwijking van de berekende waarde t.o.v. het gemiddelde en van het gemiddeld kwadraat van de afwijking rondom de regressie.

De correlatiecoëfficiënten (R) geven een aanduiding over een al of niet lineaire relatie tussen twee verschillende procesparameters. De waarschijnlijkheid van elke gevonden lineariteit wordt getoetst via de P-test waaruit de α -coëfficiënten worden bepaald (Addendum 3).

De methode van de polynomiale regressie is een kwantitative benadering voor het zoeken van een relatie tussen twee procesparameters. Deze relatie wordt uitgedrukt in de vorm van een wiskundige vergelijking:

$$y = a_0 + b_1x + b_2x^2 + \dots b_mx^m$$

De betrouwbaarheid van de gevonden vergelijking wordt enerzijds uitgedrukt door de determinatiegraad die een idee geeft over de "curve fitting". Anderzijds bepaalt de "F-toets" in welke mate de verschillende waarden van procesparameter x_1, x_2, \dots, x_m een invloed hebben op procesparameter y (Addendum 3).

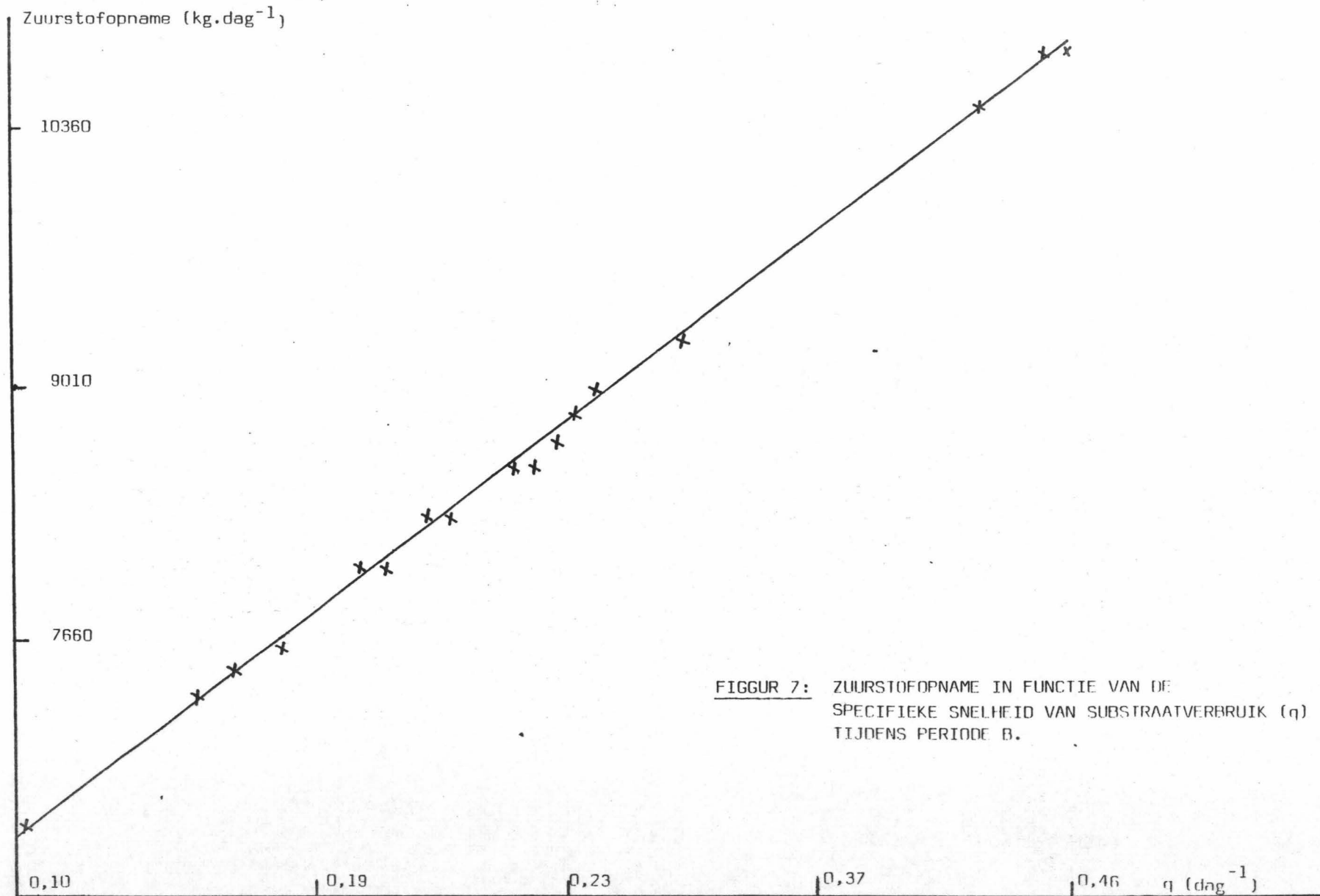
II.3.4. Correlatiecoëfficiënten en polynomiale regressies van procesparameters voor periode A en B

De correlatie-coëfficiënten voor de verschillende procesparameters zijn weergegeven in Tabellen 11 en 12 respectievelijk voor periode A en B. Enkel de polynomiale regressies met een hoge determinatiegraad en een betekenisvolle F-toets worden hier verder vermeld. Tabel 14 geeft een overzicht van deze weerhouden relaties.

q versus O_2 -opname:

De hoge correlatie-coëfficiënten voor de TOD-verwijdering en de zuurstofopname herbevestigen zich in de coëfficiënten voor de verbruikssnelheid (q) en de zuurstofopname (O_2 -opname). Uit Tabel 10 blijkt dat de O_2 -opname per eenheid TOD-verwijderd gekenmerkt wordt door een hoge variantie-coëfficiënt en dit voor beide perioden. De schommelende samenstelling van de belasting is hiervoor zeker een bepalende factor.

Via de methode van de polynomiale regressie wordt de relatie q versus O_2 -opname voor periode B omgezet in een vergelijking (Tabel 14) en grafisch voorgesteld in Figuur 7.



Y_{TOD} versus TOD-verwijdering:

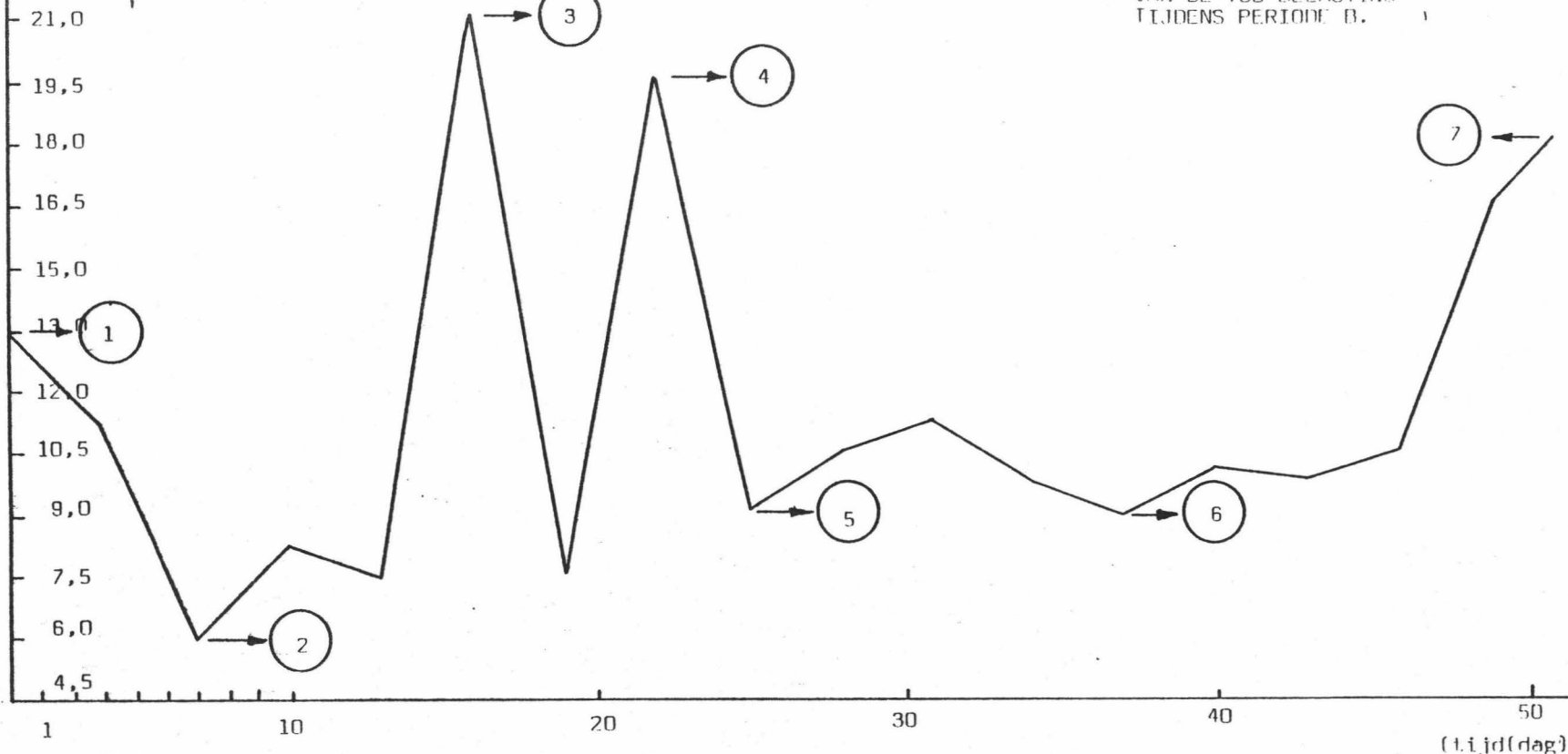
De negatieve correlatie-coëfficiënten voor de relatie effectieve cel- of slibopbrengst (Y_{TOD}) versus TOD-verwijdering voor periode A en B, moeten door de niet constante samenstelling van de organische belasting worden verklaard. Figuur 8 geeft een beeld over de samenstellende componenten van de organische belasting voor enkele TOD-pieken uit periode B met vergelijkbare Θ_C -waarden. Hieruit blijkt dat de hoge TOD-pieken hoofdzakelijk worden vertegenwoordigd door componenten met een relatief laag molekuulgewicht zoals acetaten, mono-, di- en tri-ethyleenglycol, butanol, isopropylalcohol en methanol. De lage TOD-belasting daarentegen bestaat vooral uit componenten met een hoog molekuulgewicht en hoge graad van polymerisatie zoals de polyethers. SHERRARD & SCHROEDER (1973) maakten reeds melding van de factoren die een invloed uitoefenen op de effectieve celopbrengst zoals oxydo-reductietoestand en polymerisatiegraad van het koolstofsubstraat. Hoge slibopbrengsten zijn gekoppeld aan substraten met een hoge energieinhoud. Het gemiddeld oxydatiegetal van het koolstofatoom is een indicatie voor de potentiële energieinhoud van het substraat. Tussen de gemiddelde oxydatiegetallen van de lage en hoge TOD-pieken in Figuur 8 is weinig verschil; ze kunnen dan ook niet de oorzaak zijn van de hogere slibopbrengsten voor de periode van lage TOD-belasting. De hoge molekuulgewichten van de polyethers duiden op een sterk gepolymeriseerd produkt, dit in tegenstelling met de ethyleenoxide derivaten die de hoge TOD-pieken in Figuur 8 uitmaken. De additionele energie die nodig is voor het uitbouwen van een klein molekuul tot een langere molekuulketen van de cel drukt de effectieve celopbrengst naar omlaag en kan een verklaring zijn voor de negatieve correlatie-coëfficiënt van Y_{TOD} versus TOD-verwijdering.

De effectieve slibopbrengstcoëfficiënten tussen periode A en B zijn merkkelijk verschillend (Tabel 10), een mogelijke verklaring hiervoor wordt in de studie van de groeibeperkende factor gegeven.

Θ_C versus Y_{TOD} :

De correlatie-coëfficiënten uit Tabel 13 tonen aan dat er een duidelijke relatie bestaat tussen slibouderdom (Θ_C) en effectieve slibopbrengst (Y_{TOD}). SHERRARD & SCHROEDER (1972) maken meermalen melding van een afnemende effectieve slibopbrengst bij toenemende slibouderdom voor een actiefslibinstallatie.

TOD-belasting (influent)
ton TOD/dag



BELASTING No.	θ_c Dag	COMPONENT	MOLEKUUL- GEWICHT	TOD- AANDEEL %	BELASTING No.	θ_c Dag	COMPONENT	MOLEKUUL- GEWICHT	TOD- AANDEEL %
1	39	Butanol	74	80	4	42	Monoethyleenglycol	62	80
		Isopropanol	60	5			Di-ethyleenglycol	106	10
		2-etoxyethylacetaat	132	5	5	38	Polyethers	6000	85
2	40	Polyethers	3000-5000	80	6	40	Acetaten	50	10
		Acetaten	50	10			Polyethers	6000	90
3	41	Triethyleenglycol	150	85	7	39	Isopropanol	60	70
							Acetaten	32	15

Ook voor deze zuurstofinstallatie wordt deze relatie duidelijk vastgesteld tijdens de periode A en B. Via de methode van de polynomiale regressie wordt ze omgezet in een vergelijking (Tabel 14) die grafisch voorgesteld is in de Figuren 9A en 9B.

θ_c versus SVI:

Voor periode A en B worden de bezinkingseigenschappen van het actiefslib in de reactor door de SVI-test onderzocht. De bruikbaarheid van de slibvolumeindex als een algemeen kenmerk voor de ontwaterbaarheid van het slib is gering (HEIDE & KAMPF 1977) en zal hier voor dit doel niet worden toegepast. De factoren welke de slibvolumeindex beïnvloeden kunnen in twee grote categoriën worden ingedeeld. In de eerste categorie zijn de factoren verenigd die de fysische eigenschappen of het biochemisch karakter van de slibvlok veranderen. Een tweede categorie groepeert de factoren die de normale actiefslibgemeenschap tot een zwelslib of lichtslib omvormen.

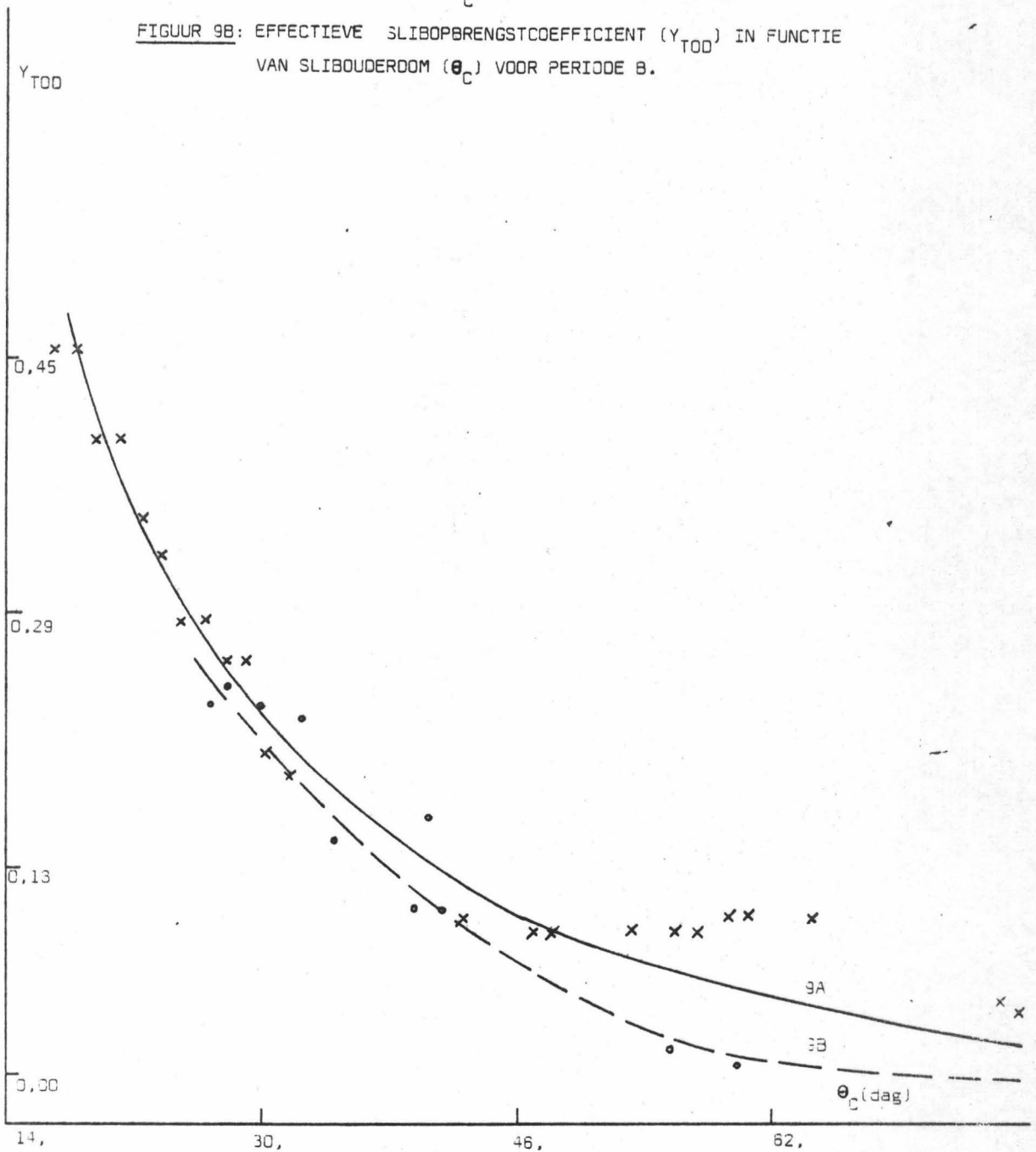
Zoals reeds vermeld werd heeft noch het actiefslib uit periode A, noch het actiefslib uit periode B neiging tot "bulking". BISOGNI & LAWRENCE (1971) beweren dat er een uitgesproken relatie bestaat tussen de slibvolumeindex (SVI) en de slibouderdom (θ_c). Noch tijdens periode A, noch tijdens periode B kan een dergelijke relatie worden aangetoond met de technieken van de correlatie-coëfficiënten en de polynomiale regressie. Mede uit de variantie-coëfficiënten van Tabel 10 blijkt dat de sterke schommeling van de slibouderdom (θ_c) weinig invloed heeft op de overeenkomstige slibvolumeindex (SVI) voor beide perioden. De gemiddelde SVI-waarden voor periode A en B wijzen op een slib met middelmatige bezinkings-eigenschappen.

θ_c versus SS-effluent:

Voor beide perioden is het gehalte aan materiaal in suspensie in het effluent (SS-effluent) boven de vooropgestelde streefwaarde. De oorzaak hiervan kan voor een deel gevonden worden in de vorming van een "pin point floc" (Afbeelding 3). Anderzijds worden minder hoge SS-effluent waarden waargenomen bij een actiefslib met een evenwichtig gevormde slibvlok (Afbeelding 4). Beide types van vlokken komen geregeld voor tijdens de perioden A en B.

FIGUUR 9A: EFFECTIEVE SLIBOPBRENGSTCOEFFICIENT (Y_{TOD}) IN FUNCTIE VAN SLIBOUDERDOM (θ_c) VOOR PERIODE A.

FIGUUR 9B: EFFECTIEVE SLIBOPBRENGSTCOEFFICIENT (Y_{TOD}) IN FUNCTIE VAN SLIBOUDERDOM (θ_c) VOOR PERIODE B.

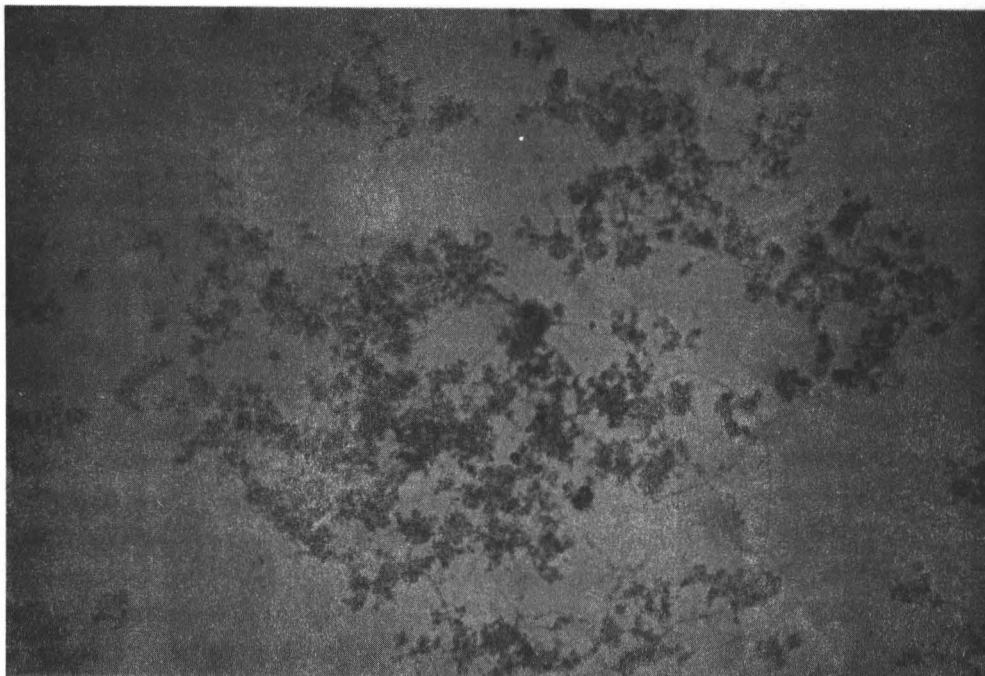


De overeenkomstige variantie-coëfficiënten (SVI en SS-effluent) wijzen erop dat de flocculatie eigenschappen van het actiefslib erg onstabiel zijn. Deze onstabiliteit wordt voor een deel verklaard aan de hand van microscopische analyses van het effluent tijdens beide perioden en dit voor verschillende θ_c -waarden. Tabel 15 geeft de resultaten van deze analyses. De literatuurgegevens (BISOONI & LAWRENCE 1971) betreffende het ontbreken van een rechtstreekse relatie tussen het gehalte aan gesuspendeerd materiaal (SS-effluent) en de slibouderdom (θ_c) worden hier bijgetreden.

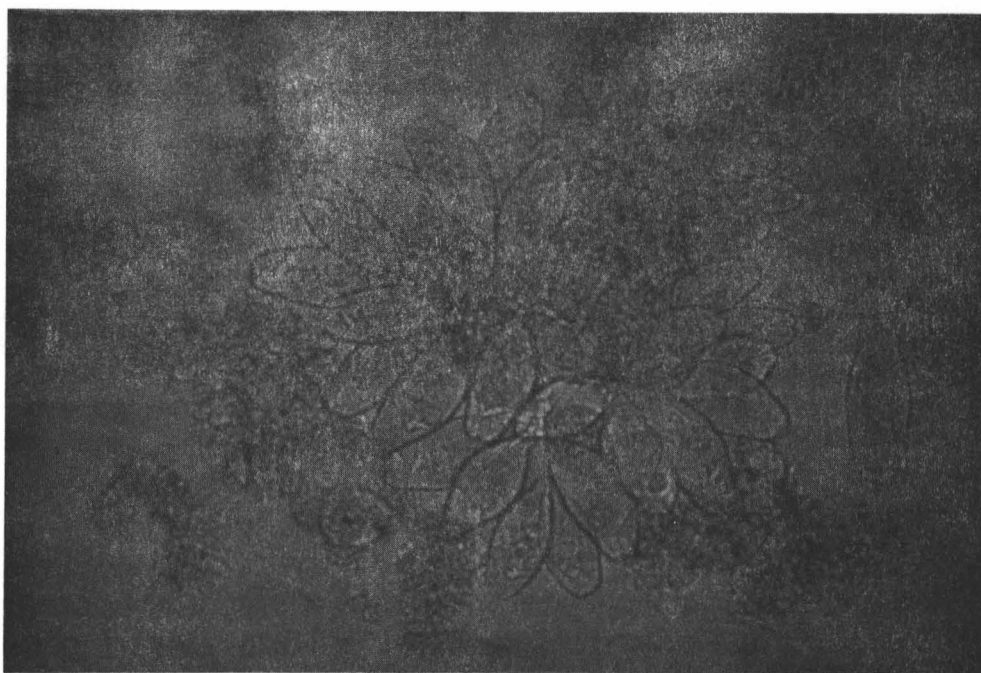
SVI en SS-effluent versus propstroom:

CHUDOBA et al (1973) wijzen op de gunstige invloed van een propstroomvoeding op de slibvolumeindex (SVI). Een propstroomstelsel zou lagere SVI-waarden geven dan een gemengd stelsel. Al deze publicaties handelen over de inhiberende werking van een propstroomstelsel op de groei van draadvormige microorganismen en het daaruit resulterende effect op de overeenkomstige SVI-waarden. De inhiberende werking zou te wijten zijn aan de lagere substraatverwijderingssnelheid van de draadvormers in vergelijking met deze van de andere actiefslibbacteriën (HOUTMEYERS 1977).

In de categorie niet-lichtslib kan men echter een grote verscheidenheid aan SVI-waarden verkrijgen waarvan sommige deze eigen aan de categorie lichtslib benaderen. De resultaten weergegeven in Tabel 10 tonen aan dat tijdens periode A en B de SVI-waarden slechts middelmatig zijn ondanks de propstroomsgewijze bedrijfsvoering van de biologische reactoren. Verder moet nog worden aangestipt dat een actiefslib met een gunstige slibvolumeindex (SVI) doch met een hoog gehalte aan gesuspendeerd materiaal in het effluent (SS-effluent) waardeloos is. Tabel 9 toont aan dat een propstroomsgewijze bedrijfsvoering niet dadelijk kan worden gekoppeld aan zeer lage SS-effluent-waarden.



Afbeelding 3: Pin Point Floc voor actiefslib uit Periode B met een slibouderdom van 43 dagen. 200 x ; 1 mm = 3,75 μ m.



Afbeelding 4: Evenwichtig gevormde slibvlok met gesteelde ciliaten voor een actiefslib uit Periode B met een slibouderdom van 35 dagen. 200 x ; 1 mm = 3,75 μ m.

TABEL 15: KARAKTER VAN HET GESUSPENDEERD MATERIAAL IN HET EFFLUENT
VOOR PERIODE A en B.

θ_c -gebied (dag)	Karakter van de zwevende stoffen
8 - 15	Verspreide groei van de slibvlok
15 - 43	Evenwichtig gevormde slibvlok met middelmatige densiteit
31 - 60	Onregelmatige slibpartikeltjes - Pin point floc

II.3.5. Bio-kinetiek van het actiefslib in de zuiveringsinstallatie.

Algemeen:

In de studie van de microbiële energetische balansen van een actiefslib, staan twee begrippen centraal, namelijk het begrip cel- of slibopbrengst (Y) en het begrip cel- of slibafbouwcoëfficiënt (k_d). Het begrip slibopbrengst wordt gedefinieerd als het aantal eenheden energie en/of nutriënten die worden vastgelegd in actiefslibmassa per eenheid energie en/of nutriënten die worden benut. Voor de eenheid van energie wordt hier gebruik gemaakt van het begrip TOD. Onderscheid moet worden gemaakt tussen de maximale slibopbrengst (Y^M) en de effectieve slibopbrengst (Y). In tegenstelling met de effectieve celopbrengst (Y) houdt de maximale celopbrengst (Y^M) geen rekening met cellulaire onderhoudsverrichtingen of slibafbouwactiviteiten. Door theoretische en praktische beschouwingen hebben LAWRENCE & McCARTY (1970) een mathematisch model opgesteld waaruit blijkt dat de effectieve slibopbrengst (Y) functie is van de specifieke groeisnelheid ($1/\theta_c = \mu$) en de slibonderhoudsverrichtingen:

$$\frac{1}{\theta_c} = D_c = Y_{TOD}^M \cdot q - k_d \quad (1)$$

Uit (1) volgt de relatie tussen Y_{TOD} en Y_{TOD}^M :

$$R_g = Y_{TOD}^M \cdot R_{ox} - k_d X \quad (2) \quad \text{of}$$

$$R_g = Y_{TOD} \cdot R_{ox} \quad (3)$$

Waarin:

θ_c : gemiddelde slibouderdom (dag)

D_c : dilutiefactor (dag^{-1}) en $1/\theta_c = \mu$ = specifieke groeisnelheid (dag^{-1})

Y_{TOD}^M : maximale slibopbrengst; het maximum aantal kg biomassa (MLVSS) per dag per kg substraat (TOD) verwijderd, zonder rekening te houden met cellulaire onderhoudsverrichtingen of afbouwactiviteiten.

R_g : kg biomassa (MLVSS) werkelijk geproduceerd per dag, dus incalculatie van cellulaire onderhoudsverrichtingen.

X : kg biomassa (MLVSS) aanwezig in de reactor

R_{ox} : kg substraat (TOD) verwijderd per dag

k_b : slibafbouwcoëfficiënt = mg biomassa die afneemt per mg biomassa aanwezig, per dag

q : $\frac{R_{ox}}{X}$ = specifieke snelheid van substraatverbruik

Y_{TOD} : $\frac{R_g}{R_{ox}}$ = effectieve cel- of slibopbrengstcoëfficiënt

Berekening van Y_{TOD}^M en k_b uitgaande van actiefslib uit periode A: Beide grootheden worden bepaald volgens de methode van BLOMMAERT & VERSTRAETE (1977). Drie laboratoriumfermentors geënt met bioslib uit periode A worden met een gemiddelde slibouderdom van 30, 20, en 16 dagen respectievelijk, onderhouden. De samenstelling van het influent is dezelfde als die van de praktijkinstallatie. De resultaten voor de drie fermentors bij evenwichtstoestand zijn weergegeven in Tabel 16. Aan de hand van deze resultaten en vergelijking (1) bekomt men Figuur 10. Een berekening van de best passende rechte doorheen deze punten geeft volgend resultaat:

$$\frac{1}{\theta_C} = 0,327 \cdot q - 0,0123$$

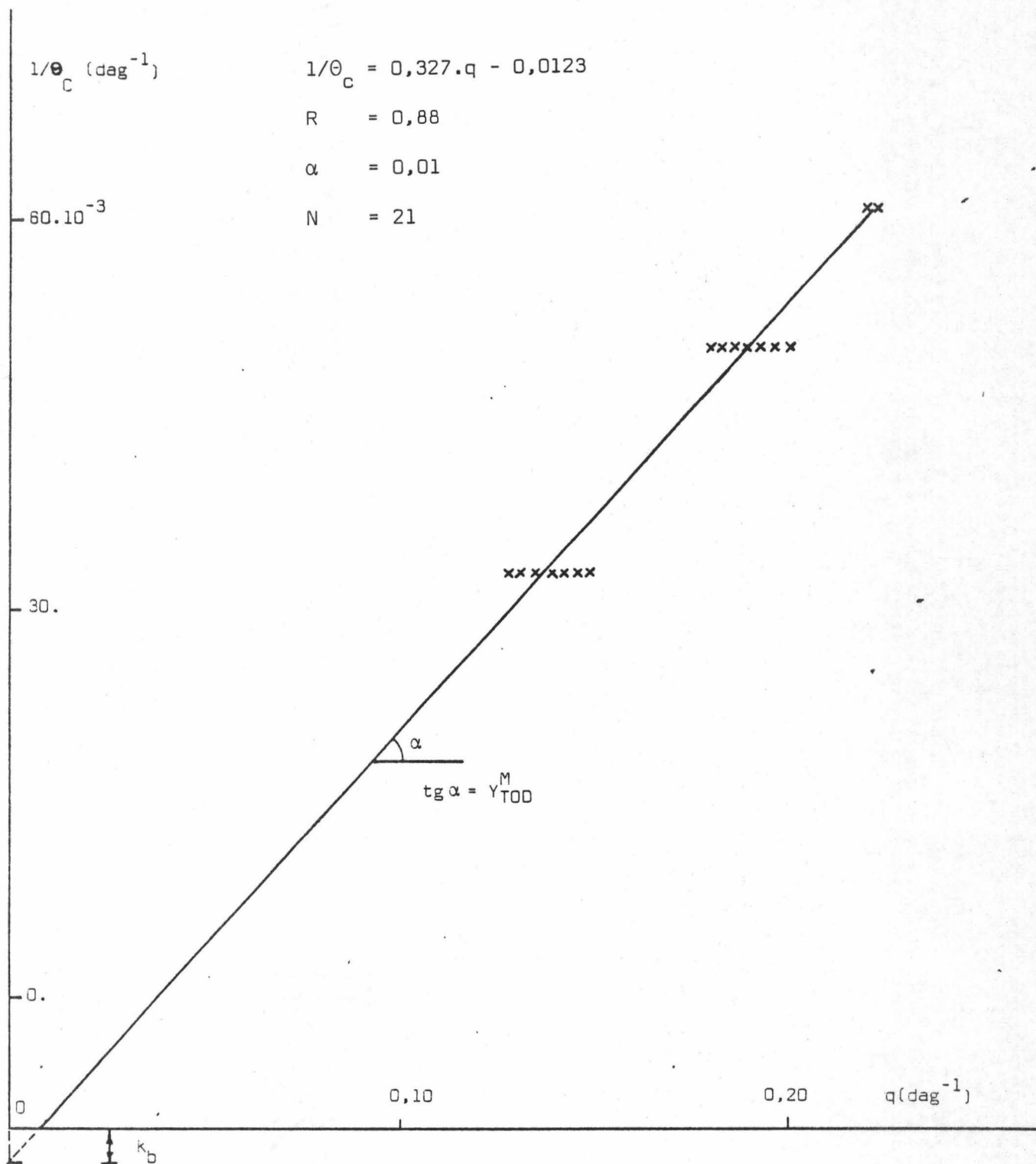
met $R = 0,88$

$\alpha = 0,01$

aantal waarnemingen (N) = 21.

Aldus blijkt dat voor de onderzochte systemen $Y_{TOD}^M = 0,327$ kg MLVSS/kg TOD verwijderd en $k_b = 0,0123$. dag⁻¹.

De gevonden Y_{TOD}^M -en k_b -waarden zijn in overeenstemming met deze gerapporteerd door PIPYN & VERSTRAETE (1978) voor actiefslibsystemen. Vooral de lage k_b -waarde ligt in de lijn van de verwachting daar ze eigen is aan mengculturen met relatief grote θ_C -waarde (PIPYN & VERSTRAETE - 1978).



FIGUUR 10: BEPALING VAN Y_{TOD}^M EN k_b UITGAANDE VAN LABORATORIUMEXPERIMENTEN.

TABEL 16: BEPALING VAN MAXIMALE SLIBOPBRENGSTCOEFFICIENT (Y_{TOD}^M) EN ONDERHOUDSENERGIECOEFFICIENT (k_b)
UITGAANDE VAN LABORATORIUMEXPERIMENTEN.

$\theta_C = \theta_H$ dag	TOD-influent mg/l	TOD-reductie %	MLVSS mg/l	q dag ⁻¹	Y_{TOD}
30	7540	95,5	1650	0,144	0,23
30	7540	96,0	1590	0,150	0,22
30	7540	95,5	1480	0,161	0,21
30	7540	95,8	1590	0,150	0,22
30	7540	94,7	1580	0,149	0,22
30	7540	95,3	1840	0,129	0,26
30	7540	95,6	1810	0,132	0,25
20	5020	93,8	1560	0,151	0,33
20	5020	93,8	1450	0,173	0,29
20	5020	94,0	1200	0,162	0,31
20	5020	95,4	1340	0,179	0,28
20	5020	94,3	1280	0,185	0,27
20	5020	94,5	1450	0,164	0,31
20	5020	94,1	1300	0,182	0,27
16	4400	93,5	1360	0,189	0,33
16	4400	96,9	1010	0,264	0,24
16	4400	97,4	1090	0,246	0,25
16	4400	97,3	1140	0,235	0,27
16	4400	97,6	1200	0,224	0,28
16	4400	98,1	1340	0,201	0,31
16	4400	98,0	1110	0,243	0,26

II.3.6. Continue fosfaatbeperking als groeibeperkende factor (stress-factor) tijdens Periode B

Algemeen:

In termen van fundamentele microbiologie geldt voor de groei van microbiële culturen het volgende:

totale snelheid van substraatverbruik = snelheid van substraatverbruik voor celonderhoud + snelheid van substraatverbruik voor groei, of

$$\frac{ds}{dt} = \left(\frac{ds}{dt}\right)_{\text{onderhoud}} + \left(\frac{ds}{dt}\right)_{\text{groei}} \quad (4)$$

Vergelijking (4) werd omgebouwd tot een bruikbaar microbiologisch model:

$$q = \frac{\mu}{Y_e^M} + m_e \quad (5)$$

Met m = de onderhoudscoëfficiënt, dit is het aantal gram energie-equivalent vereist voor onderhoud per gram biomassa per eenheid van tijd en e = het gekozen energie-equivalent. Indien het begrip TOD wordt aangenomen als energie-equivalent voor een actiefslibproces, wordt vergelijking (5):

$$q = \frac{\mu}{Y_{TOD}^M} + m_{TOD} \quad (6)$$

Uit de vergelijkingen (1) en (6) volgt dan:

$$m_{TOD} = \frac{k_b}{Y_{TOD}^M} \quad (7)$$

Definitie stress-factor:

Het begrip stress-factor is in de terminologie van de reinculturen niet nieuw. In de wereld van de biologische zuivering is het echter vrij nieuw. (BLOMMAERT & VERSTRAETE 1977). Een stress- of abiotische factor kan in het biologisch zuiveringsproces benut worden indien hij de normale aangroei van de reactorbiomassa reduceert zonder een nadelige invloed uit te oefenen op de effluentkwaliteit.

De stressfactor beïnvloedt dus de Y^M en $m(k_b)$ parameters. Met betrekking tot de invloed van de abiotische factoren op Y^M en m zijn voor de rein-culturen enkele gegevens beschikbaar. Voor deze laatste worden volgende groepen van stressfactoren in de literatuur onderscheiden:

- Wisselende cultuuromstandigheden: Volgens STOUTHAMER & BETTENHAUSSEN (1973) zullen wisselende cultuuromstandigheden zoals schommelingen in de zoutconcentraties, de onderhoudsenergie in een microbiologisch systeem verhogen. Elke verschuiving van een bepaalde procesfactor vergt een aanpassing van de cel en dus extra onderhoudsenergie.
- Stijgende groeitemperatuur: Meerdere auteurs hebben aandacht besteed aan de temperatuur. De resultaten van VERSTRAETE & VOETS (1977) met Pseudomonas fluorescens en Ps. aeruginosa reïnculturen wijzen uit dat de Y_C^M -parameter relatief onafhankelijk is van de groeitemperatuur doch de onderhoudsbehoefte stijgt met toenemende temperatuur.
- Nutritionele onbalansen: Benevens de temperatuur blijkt voornamelijk het tekort aan een bepaalde nutritionele component de Y^M - en m parameters te beïnvloeden. Zoals blijkt uit de resultaten van NEYSSEL & TEMPEST (1976) is het opnieuw de onderhoudscoëfficiënt die oploopt bij een deficiëntie aan N; S of P.

Het gebruik van stressfactoren bij mengculturen komt bij het doornemen van de literatuur slechts sporadisch voor. Volgende groepen van stressfactoren werden reeds bestudeerd:

- Nutritionele onbalansen: Recent onderzoek van BLOMMAERT & VERSTRAETE (1977) toont aan dat voor fosfor-limiterende actiefslibsystemen een duidelijke reductie van de effectieve slibopbrengstparameter (Y) wordt vastgesteld. Bij nader onderzoek bleek dat deze uitsluitend werd veroorzaakt door een aanzienlijke verhoging van de slibafbouwcoëfficiënt (k_b).
- Wisselende milieuomstandigheden: Principieel wordt de onderhoudsbehoefte omschreven als zijnde die hoeveelheid substraat welke noodzakelijk is voor het verzekeren van een aangepaste samenstelling in de cel alsmede voor het in stand houden van de cellulaire componenten (STOUTHAMER & BETTENHAUSSEN 1973).

In die zin kan verwacht worden dat elke wisseling in de milieu-omstandigheden moet resulteren in een tijdelijke verhoging van de onderhoudsenergie. In dat perspectief onderzochten VERSTRAETE & VOETS (1976) de invloed van pH-shifts op de celopbrengst in actief-slibsystemen. Samengevat kunnen de bevindingen van bovenvermelde auteurs als volgt worden geformuleerd: Een actief-slibstelsel dat aan streng gecontroleerde pH-schommelingen onderworpen wordt, vertoont tijdens de pH-overgangsperioden een duidelijke daling van de effectieve slibopbrengst gekoppeld aan een gunstige zuiveringsefficiëntie.

Voor bepaalde stress-situaties is het denkbaar dat vergelijking (6) niet opgaat. De basis-idee van deze vergelijking is dat het cel-onderhoud neerkomt op cellulaire ombouw en slechts in geringe mate functies zoals het verzekeren van celbeweging, in stand houden van concentratiegradiënten enz. Tevens wordt in vergelijking (6) aangenomen dat er geen energetische ontkoppeling optreedt die tot een verspilling van energie leidt.

Fosfaatbeperking als stressfactor tijdens periode B:

Voor deze studie wordt tijdens periode B een stressfactor ingesteld die bestaat uit een fosfaatbeperking in het influent (Tabel 17). Buiten dit zijn er geen fundamentele verschillen tussen periode A en B voor wat betreft de waarden van influent- en ingestelde procesparameters. Het effect van de fosfaatbeperking op de resulterende procesparameters is verrassend.

De effectieve slibopbrengst (Y_{TOD}) voor periode B bedraagt nog amper 63% van deze voor periode A geregistreerd. Aan de hand van het voorgaande kan men met grote zekerheid deze verhoging toeschrijven aan een stijging van de onderhoudsbehoeften van het actief-slib. Tabel 17 geeft een vergelijking tussen de nutriëntendosering (N/P), effluentkwaliteit (SS-effluent, SVI) en slibopbrengstcoëfficiënten (Y_{TOD}) voor periode A en B.

TABEL 17: NUTRIENTENDOSERING, EFFLUENTKWALITEIT EN SLIBOPBRENGST-COEFFICIENTEN VOOR PERIODE A EN B.

Periode	(TOD/N)-opgenomen	(TOD/P)-opgenomen	SS-effluent mg/l	SVI ml/g	TOD-effluent mg/l	Y_{TOD}
A	60/1	569/1	220	140	1344	0,22
B	100/1	1153/1	192	129	1272	0,14

Aan de hand van de resultaten van Tabel 17 blijkt dat de effluentkwaliteit voor beide perioden weinig verschillend is. De continue beperking van het fosfaatgehalte in het influent heeft hier enkel een invloed op de resulterende procesparameters Y_{TOD} en fosfaatopname en niet of weinig op de effluentparameters. Volgens YEUN (1978) zouden fosfordeficiënte actief-slibsystemen wel degelijk moeten leiden tot een effluent met een vrij laag gehalte aan gesuspendeerd materiaal (SS-effluent) en een slib met een gunstige SVI-waarde. Als reden hiervoor wordt opgegeven dat een fosfaatdeficiëntsysteem aanleiding geeft tot de vorming van bacterie-kapsels. Het kapselmateriaal bestaat uit negatief geladen polymeren (pH = 7) die de efficiëntie van de natuurlijke of artificiële flocculanten sterk verhoogt. De effluentparameters van periode B tonen aan dat deze laatste stelling hier niet onmiddellijk kan bijgetreden worden. Het is echter mogelijk dat het ontbreken van een natuurlijke co-flocculant of starter het vlokformingsproces verhinderen. De invloed van de fosfaatstressfactor op de effectieve slibopbrengst (Y_{TOD}) is daarentegen duidelijk. Een belangrijke vaststelling in Tabel 17 is dat tijdens periode B de hoeveelheid opgenomen stikstof (N) per kg TOD verwijderd veel lager is dan tijdens periode A.

Het normale ombouwproces van NH_3 -N naar organische -N blijkt hier verstoord te zijn. De oorzaak hiervan kan te vinden zijn in het te streng hanteren van de fosfaatstress. In Hoofdstuk III zal hier grondiger op worden ingegaan.

HOOFDSTUK III

DISCONTINUE FOSFAATSTRESS in functie van de EFFECTIEVE SLIBOPBRENGST, EFFLUENTKWALITEIT en SLIBONTWATERBAARHEID - PERIODE C

III.1. Doelstelling

Uit de resultaten van Hoofdstuk II blijkt dat de continue fosfaatstress ingevoerd tijdens periode B de effectieve slibopbrengst (Y_{TOD}) met 36% verlaagt wanneer men de vergelijking maakt met periode A. De kwaliteit van het effluent (SS-effluent, TOD-effluent) wordt weinig of niet beïnvloed. Dit laatste geldt eveneens voor de bezinkingseigenschappen van het actiefslib (SVI). Een nieuw onderzoeksprogramma (Periode C) wordt daarom opgesteld. Periode C situeert zich tussen Juli 1978 en Februari 1979. Tijdens periode C wordt getracht het belastingspatroon en de bedrijfsparameters van de reactor te kiezen in functie van de volgende combinatie: "Lage slib-productie / hoge effluentkwaliteit / lage slibvolume-index / hoge ontwaterbaarheid van het actiefslib".

III.2. Werkwijze

Volgende fundamentele wijzigingen in de bedrijfstechnieken van de biologische reactoren doen zich voor tijdens periode C:

- het geconditioneerde afvalwater wordt gelijkmatig verdeeld over de eerste en tweede reactorcel. Het propstroommodel van perioden A en B wordt hier gedeeltelijk vervangen door een model van volledige menging.
- het nutriënt, fosforzuur, wordt discontinu gedoseerd. Gedurende een drietal uren per dag wordt de fosforzuurpomp gestart en injecteert de vooropgestelde totale dagelijkse behoefte van het actiefslib in de eerste en tweede reactorcel van de biologische zuiveringsinstallatie. Tabel 18 geeft het verschil aan in voedingspatroon van de reactoren voor perioden A, B en C.

TABEL 18: VOEDINGSPATROON BIOLOGISCHE REACTOREN TIJDENS PERIODEN A, B EN C

REACTORSTROOM	VOEDINGSPATROON VAN DE REACTORSTROOM		
	PERIODE A	PERIODE B	PERIODE C
Afvalwater na pH-controle en NH ₃ -toediening	Voeding in 1e reactorcel propstroommodel	Voeding in 1e reactorcel propstroommodel	Voeding in 1e & 2e reactor- cel, 50% propstroom, 50% volledige menging
Zuurstof	Voeding in 1e reactorcel	Voeding in 1e reactorcel	Voeding in 1e reactorcel
Retourslib	Voeding in 1e reactorcel	Voeding in 1e reactorcel	Voeding in 1e reactorcel
Fosforzuur	Continu gevoed in 1e reactorcel	Continu gevoed in 1e reactorcel, limiterend	Discontinuu gevoed in 1e en 2e reactorcel, periodisch limiterend

III.3. Onderzoek van de relaties tussen de procesparameters voor Periode C

III.3.1. Belasting en belastingspatroon tijdens periode C

Tabel 19 geeft een overzicht van de influentparameters voor periode C. De totale TOD - belasting is lager dan deze van periode A en B. De slibbelastingssnelheid (S_b), die aangegeven is in Tabel 21 is echter voor de drie perioden van dezelfde grootte. Het belastingspatroon van de reactor tijdens periode C is sterk verschillend met dit van de twee vorige perioden, (Hoofdstuk III.2.). Enkel voor de fosfaatstroom wordt een min of meer propstroomsgewijze bedrijfsvoering gehandhaafd.

III.3.2. Effluentkwaliteit tijdens periode C

Uit Tabel 20 blijkt dat de effluentkwaliteit voor periode C over gans de lijn drastisch verbeterd is. Het gehalte aan gesuspendeerd materiaal (SS-effluent) is in vergelijking met perioden A en B met meer dan 70% verminderd. Dit uit zich ondermeer in de lage SVI-waarden weergegeven in Tabel 21. De gemiddelde SVI-waarde voor periode C bedraagt nog amper 60% van deze voor perioden A en B, hetgeen wijst op de goede bezinkingseigenschappen van het slib uit periode C.

III.3.3. Bestudeerde procesparameters tijdens periode C

De procesparameters in Tabel 21 vertonen enkele essentiële verschillen met deze van perioden A en B.

- Voor de ingestelde procesparameters:
 - MLVSS: omwille van de gemiddeld lagere TOD-belasting tijdens periode C is een daling van de MLVSS-waarde vereist teneinde de S_b -waarden van de drie perioden vergelijkbaar te maken.
 - Fosfaatdosering: de discontinue dosering van fosfaat tijdens periode C is in tegenstelling met de continue dosering tijdens perioden A en B.
- Voor de resulterende procesparameters: met gelijkwaardige Θ_c - en q -waarden voor perioden B en C, blijft de lage effectieve slibopbrengst (Y_{TOD}) van periode B gehandhaafd en is hier bovendien gekoppeld aan een gunstig effluent. Tabel 22 geeft een overzicht van de resulterende procesparameters voor perioden A, B en C met hun respectievelijke effluentkwaliteit.

TABEL 19: RESULTATEN STATISTISCHE BEREKENINGEN - INFLUENTPARAMETERS PERIODE C (1)

PARAMETER	EENHEID	GEMIDDELDE	STANDAARD- DEVIATIE	VARIANTIE- COEFFICIENT %
pH		10,00	0,35	3,50
Conductiviteit	μ mho/cm	2600,00	590,00	22,69
SS-influent	mg/l	44,29	25,50	57,71
TOD	mg/l	3867,23	1526,46	39,47
COD	mg/l	3078,46	1428,25	46,39
BOD ₅	mg/l	1342,62	528,19	39,34
TOD-belasting	kg/dag	6888,74	2782,36	40,47

(1) Periode C = 66 waarnemingen.

TABEL 20: RESULTATEN STATISTISCHE BEREKENINGEN - EFFLUENTPARAMETERS PERIODE C (1)

PARAMETER	EENHEID	GEMIDDELDE	STANDAARD- DEVIATIE	VARIANTIE- COEFFICIENT %
pH		6,70	0,24	3,58
Conductiviteit	µmho/cm	2850,00	576,00	20,21
SS-effluent	mg/l	52,00	50,43	96,99
TOD	mg/l	669,00	225,65	33,73
COD	mg/l	528,00	180,51	34,18
BOD ₅	mg/l	41,25	28,36	68,75
TOD-Reductie	%	83,56	6,72	8,05
COD-Reductie	%	82,85	5,83	7,04
BOD ₅ -Reductie	%	96,28	2,30	2,39
PO ₄ ³⁻	mg/l	0,10	0,01	10,15
NH ₃	mg/l	28,40	7,45	26,23

(1) Periode C = 66 waarnemingen

TABEL 21: RESULTATEN STATISTISCHE BEREKENINGEN-PROCESPARAMETERS PERIODE C (1)

P A R A M E T E R		EENHEID	GEMIDDELDE	STANDAARD- DEVIATIE	VARIANTIE- COEFFICIENT %
INGESTELDE	RESULTERENDE				
θ_H		dag	4,35	0,57	13,17
θ_C		dag	41,45	9,51	22,94
MLVSS		mg/l	3800,77	819,65	21,56
Sb		l/dag	0,24	0,08	33,33
DO-ML		mg/l	5,24	2,67	50,95
	O ₂ -opname/ TUD-Verwijderd	kg/kg	0,90	0,36	40,00
	O ₂ -opname	kg/dag	5156,37	1595,49	30,94
	TOD-verwijderd	kg/dag	5756,23	2002,41	34,79
	SVI	ml/g	82,85	28,27	34,12
	Slibaangroei	kg/dag	725,26	568,33	78,37
	q	l/dag	0,20	0,07	35,00
	Y _{TOD}	kg/kg	0,12	0,08	66,67
	PO ₄ ³⁻ -verwijderd	kg/dag	25,32	4,98	19,67
	NH ₃ -verwijderd	kg/dag	66,59	35,33	53,06

(1) Periode C = 66 waarnemingen.

TABEL 22: VERGELIJKING VAN DE Y_{TOD} , SVI-WAARDEN, EFFLUENTKWALITEIT EN NUTRIENTENVERBRUIK TIJDENS PERIODEN A, B EN C

PERIODE	RESULTERENDE PROCESPARAMETERS				EFFLUENTKWALITEIT	
	TOD/N OPGENOMEN	TOD/P OPGENOMEN	Y_{TOD}	SVI ml/g	TOD-effluent mg/l	SS-effluent mg/l
A	60/1	569/1	0,22	140	1344	220
B	100/1	1153/1	0,14	129	1272	192
C	71/1	719/1	0,12	83	669	52

III.3.4. Correlatiecoëfficiënten van de procesparameters tijdens Periode C

De correlatiecoëfficiënten zijn weergegeven in Tabel 23.

De weerhouden relaties uit periode A en B, weergegeven in Tabel 13, worden hier bevestigd met uitzondering van deze waar de procesparameter Y_{TOD} bij betrokken is.

De reden dat de sterke relatie van Y_{TOD} versus θ_C uit periode A en B niet meer wordt gevonden met de procesgegevens uit periode C, moet gezocht worden in het beperkte werkgebied waarin θ_C hier varieert. Een onderlinge vergelijking van de θ_C -variantiecoëfficiënten bevestigt dit (periode A: 53%, Periode B: 71%, Periode C: 23%).

De negatieve correlatiecoëfficiënt voor de relatie Y_{TOD} versus TOD-verwijdering weergegeven in Tabel 13 wordt niet meer herhaald voor periode C. De oorzaak hiervan kan gezocht worden in de verschillende TOD-belasting voor periode A en B enerzijds en periode C anderzijds. De gemiddelde TOD-belasting van periode C ligt 22 tot 44% lager in vergelijking met deze van periode A en B. Dit betekent dat de hoge TOD-pieken, samengesteld uit produkten met een relatief klein molekuulgewicht (Figuur 8), minder frekwent voorkomen tijdens periode C. De veronderstelling geformuleerd in Hoofdstuk II aangaande de reducerende invloed van laag moleculaire produkten op de effectieve slibopbrengst (Y_{TOD}) is bijgevolg voor periode C niet rechtstreeks van toepassing.

III.3.5. Invloed van de discontinue fosfaatstress op de ontwaterbaarheid van de actiefslib tijdens periode C

III.3.5.1. Ontwaterbaarheid van slib

Het begrip "ontwaterbaarheid", zoals het in de afvalwaterbehandeling wordt gehanteerd, wekt vaak een zekere verwarring.

Soms wordt de snelheid van het ontwateringsproces bedoeld of het eindresultaat uitgedrukt in droge stofgehalte.

TABEL 23: CORRELATIECOEFFICIENTEN VAN DE PROCESPARAMETERS UIT PERIODE C (1)

	MLVSS	TOD- infl.	TOD- effl.	TOD- red.	θ_H	TOD- verw.	q	SS- effl.	θ_C	O ₂ - opn.	PO ₄ ³⁻ - opn.	NH ₃ - opn.	Y _{TOD}	SVI
MLVSS	1													
TOD- infl.	0,29	1												
TOD- effl.	*** 0,70	0,17	1											
TOD- red.	*** -0,59	** 0,47	*** -0,71	1										
θ_H	*** 0,57	0,06	*** 0,57	** -0,49	1									
TOD- verw.	-0,15	** 0,48	* -0,42	*** 0,68	-0,11	1								
q	*** -0,56	0,29	*** -0,64	*** 0,74	-0,38	*** 0,89	1							
SS- effl.	** 0,52	0,23	* 0,46	-0,27	** 0,52	0,16	-0,13	1						
θ_C	0,38	* 0,43	0,27	0,19	0,24	-0,13	-0,31	0,37	1					
O ₂ - opn.	-0,18	*** 0,69	* -0,46	*** 0,80	-0,26	*** 0,87	*** 0,75	-0,01	0,03	1				
PO ₄ ³⁻ - opn.	-0,10	0,26	0,11	-0,04	-0,10	-0,02	0,07	0,19	0,12	-0,02	1			
NH ₃ - opn.	-0,04	*** 0,68	-0,27	*** 0,68	-0,37	0,39	0,37	-0,16	0,30	*** 0,86	0,28	1		
Y _{TOD}	* 0,43	0,33	0,16	-0,19	0,17	0,28	0,05	0,37	0,18	0,38	0,37	0,37	1	
SVI	0,63	0,04	*** 0,62	** -0,51	0,03	*** -0,76	*** -0,86	0,25	*** 0,60	*** -0,64	0,27	-0,10	0,18	1

De correlatiecoëfficiënten zijn betekenisvol op het niveau van $\alpha = 0,01$ (*)
 $\alpha = 0,05$ (**)
 $\alpha = 0,02$ (***)

Beide aspecten van het ontwateren van slib zijn in enkele gevallen, maar meestal niet, gekoppeld. Zo neemt na thermische conditionering de snelheid van ontwatering sterk toe, evenals het einddrogestofgehalte bij de daarop volgende mechanische ontwatering. Conditionering met polyelectrolieten en flocculanten, daarentegen, resulteert wel in een sterke toename van de ontwateringssnelheid maar leidt niet zo zeer tot hoge drogestofgehalten bij centrifugeren. Bij centrifugeren is de voornaamste functie van het polyëlectroliet een goede scheiding tussen vaste en vloeibare fase te weeg te brengen. De samenstelling van het slib (droge stof- en asgehalte), het type en de uitvoering van de ontwateringsmachine en de bedrijfsvoering dragen alle, naast de conditionering, bij het tot het totale resultaat "de ontwaterbaarheid van slib".

III.3.5.2. De MFT-methode als ontwaterbaarheidstest

De MFT-methode (Modification of the Filtration Test) werd ontwikkeld door HEIDE & KAMPF (1978) en komt voort uit de behoefte om zowel de snelheid van ontwateren als het eind droge stofgehalte door middel van een eenvoudige test vast te leggen. Voor het principe en de technische kant van de test wordt verwezen naar de publicatie van bovenvermelde auteurs.

Als maat voor de snelheid van ontwateren wordt de afzuigtijd genomen. Dit is de tijd waarin 75 ml filtraat wordt verkregen uitgaande van 125 ml als slibsuspensie bij filtratie over een filter met een diameter van 7 cm bij een onderdruk van 0,5 bar. Indien het filtraat-volume als functie van de tijd wordt gemeten kan hieruit de specifieke weerstand worden berekend. Het einddrogestofgehalte van de filterkoek wordt na 10 min. filtratie op de gebruikelijke wijze (droging bij 103°C) bepaald.

III.3.5.3. Toepassing van de MFT-methode op het actiefslib uit periode C.

De toepassing van de MFT-methode op het actiefslib uit periode C is gericht op de invloed van de discontinue fosfaatstress op de ontwaterbaarheid van het slib.

Het is bekend dat de snelheid van ontwateren toeneemt bij het instellen van een fosfaatstress in een actiefslibstelsysteem (YEUN 1978). De gemiddelde snelheid van ontwateren, als afzuigtijd uitgedrukt, bedraagt voor het slib uit periode C, 12 sec.. Het overeenkomstige eind droge stofgehalte schommelt rond de 15%. Tabel 24 geeft een idee over de reproduceerbaarheid van de MFT-methode tijdens periode C. De testen zijn uitgevoerd op slib afkomstig uit de vierde reactorcel.

TABEL 24: REPRODUCEERBAARHEID VAN DE MFT-METHODE TIJDENS PERIODE C.
(0,5 bar onderdruk, 10 min. totale filtratietijd).

12 Metingen	Gemiddelde	Standaard-deviatie	Variantie-coëfficiënt %
<u>Snelheid van ontwateren</u> - Afzuigtijd (sec.)	12	3,30	27,50
<u>Eind droge stofgehalte</u> -(%)	15	1,20	8,00

Uit de resultaten blijkt dat de ontwaterbaarheid van het slib uit periode C hoog is. De nauwkeurigheid van zowel de afzuigtijd als het droge stofgehalte is volgens de resultaten weergegeven in Tabel 24 vrij goed. Algemeen kan hier worden gesteld dat het slib uit periode C, gekenmerkt door de zeer hoge snelheid van ontwateren, de karakteristieken vertoont van een slib dat geconditioneerd werd met polyëlectrolieten (HEIDE & KAMPF 1978).

III.4. Controle en bevindingen van de discontinue fosfaatstress tijdens periode C.

Het gebruik van de fosfaatstress-factor in een biologische zuiveringsinstallatie kan niet onbeperkt gebeuren. De minimum stikstof- en fosforbehoefte van het actiefslib voor ombouw- en opbouwactiviteiten moeten gerespecteerd worden. Deze behoeften zou men onder meer kunnen afleiden uit een empirische celformule van de vorm $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$ (SHERRARD & SCHROEDER 1973).

Uit de formule volgt dat de theoretische N- en P-behoefte voor het vormen van 1 kg MLVSS respectievelijk gelijk is aan 122,27 gr en 22,56 gr. Indien men de effectieve slibopbrengstcoëfficiënt (Y_{TOD}) van periode C in acht neemt (Tabel 22) kan men het theoretisch breekpunt van de fosfaatstress op basis van de TOD-verwijdering berekenen:

$$Y_{TOD} (0,12) \times \text{theoretische P-behoefte voor de vorming van 1 kg MLVSS (22,56 gr)} = 2,7 \text{ gr P/kg TOD-verwijderd.}$$

Met andere woorden, de theoretische limiet van de fosfaatstress factor wordt bepaald door de verhouding:

$$(TOD/P)_{\text{opgenomen}} = 370/1$$

Enkele analyses uitgevoerd op actiefslib afkomstig uit periode A tonen daarentegen aan dat het werkelijke stikstof- en fosforgehalte lager is dan dit aangegeven in de empirische celformule van SHERRARD & SCHROEDER (1973). De praktische N- en P-samenstelling van het actiefslib is volgens de uitgevoerde analyses gelijk aan 99,21 gr N en 13,26 gr P per kg MLVSS gevormd. Het praktische breekpunt voor de fosfaatstress tijdens periode C wordt als volgt berekend:

$$Y_{TOD} (0,12) \times \text{practische P-behoefte voor de vorming van 1 kg MLVSS (13,26 gr)} = 1,59 \text{ gr P per kg TOD-verwijderd.}$$

Met andere woorden, de praktische limiet van de fosfaatstress factor wordt bepaald door de verhouding:

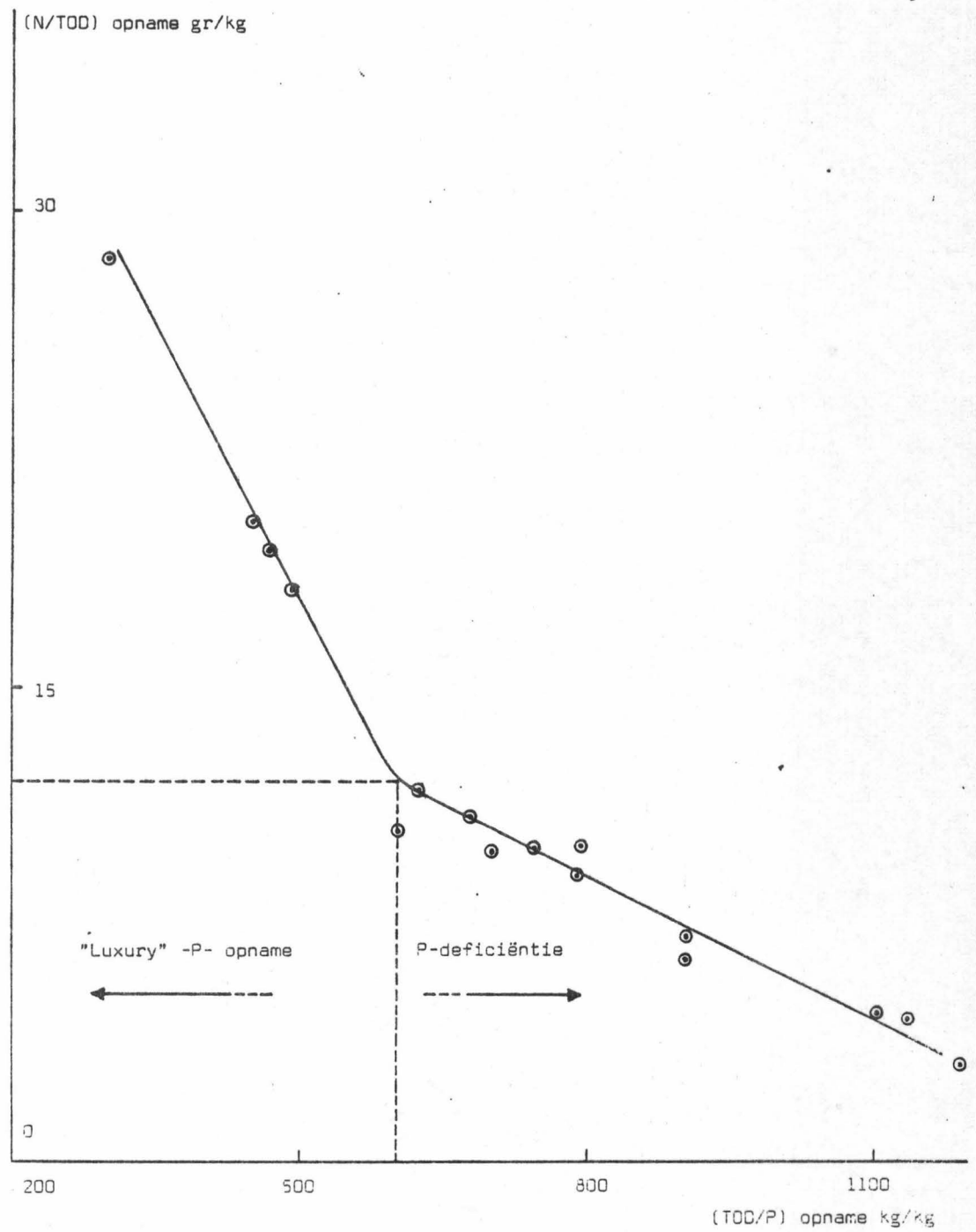
$$(TOD/P)_{\text{opgenomen}} = 629/1$$

De praktische fosforbehoefte van het actiefslib blijkt hier bijgevolg veel kleiner te zijn dan de theoretische. Er moet hier nog worden aangestipt dat bij de invoering van de fosfaatstress tijdens periode C, de totale fosfaatbehoefte van het actiefslibstelsel berekend wordt op een dagelijkse basis.

Het is duidelijk dat het hanteren van de discontinue fosfaatstressfactor tijdens periode C leidt tot ogenblikkelijke tekorten aan fosfaat die echter op dagelijkse basis grotendeels gecompenseerd worden, daar de hydraulische verblijftijd van het afvalwater in de reactor (Θ_H) groter is dan één dag. De kwantitatieve instelling van de fosfaatstress is een moeilijke aangelegenheid vermits de organische belasting voortdurend schommelt in functie van de tijd. Om deze reden wordt gedurende periode C gebruik gemaakt van een alarmparameter. De alarmparameter heeft als doel de bedrijfsvoerder te verwittigen wanneer de nutritionele onbalans te groot is waardoor een ongunstige beïnvloeding van de kwaliteit van het effluent kan vermeden worden. De alarmparameter reageert bijgevolg voor dat de efficiëntie van de biologische reactor daalt. De stikstofopname van het actiefslib wordt tijdens periode C gebruikt als alarmparameter. Het instelpunt van het alarm is gelijk aan de waarde van de praktische N-behoefte van het actiefslib namelijk 99 gr N per kg MLVSS-gevormd of 12 gr N per kg TOD-verwijderd wanneer men de effectieve celopbrengst (Y_{TOD}) van periode C (0,12) in acht neemt. Indien tijdens de bedrijfsvoering de hoeveelheid opgenomen stikstof lager is dan de waarde van het instelpunt, wil dit zeggen dat het normale omzettingsproces van ammoniakale stikstof naar organisch gebonden stikstof niet meer efficiënt verloopt. Een stijging van het gehalte aan ammoniakale stikstof in het effluent zal hiervan het gevolg zijn. Om deze stelling te bewijzen wordt op het einde van periode C de fosfaatstress situatie in de reactor opgevoerd tot een breekpunt voor de stikstofopname bereikt wordt. De waarden van de stikstofopname voor de verschillende fosfaatstress situaties zijn grafisch weergegeven in Figuur 11. Het breekpunt voor de stikstofopname valt in Figuur 11 ongeveer samen met de praktisch bepaalde minimale stikstofbehoefte van het actiefslib, namelijk 12 gr N per kg TOD-verwijderd. De voorspelde praktische limiet voor de fosfaatstress is eveneens bevestigd.

Het bepalen van het uiterste instelpunt van de fosfaatstress factor kan enkel gebeuren in functie van de effluentkwaliteit. Daarom wordt op het einde van periode C de fosfaatstress systematisch opgevoerd tot men een duidelijke vermindering van de effluentkwaliteit waarneemt. Als parameters voor het bepalen van de effluentkwaliteit worden hier de TOD-reductie en het gehalte aan gesuspendeerd materiaal in het effluent (SS-effluent) vooropgesteld.

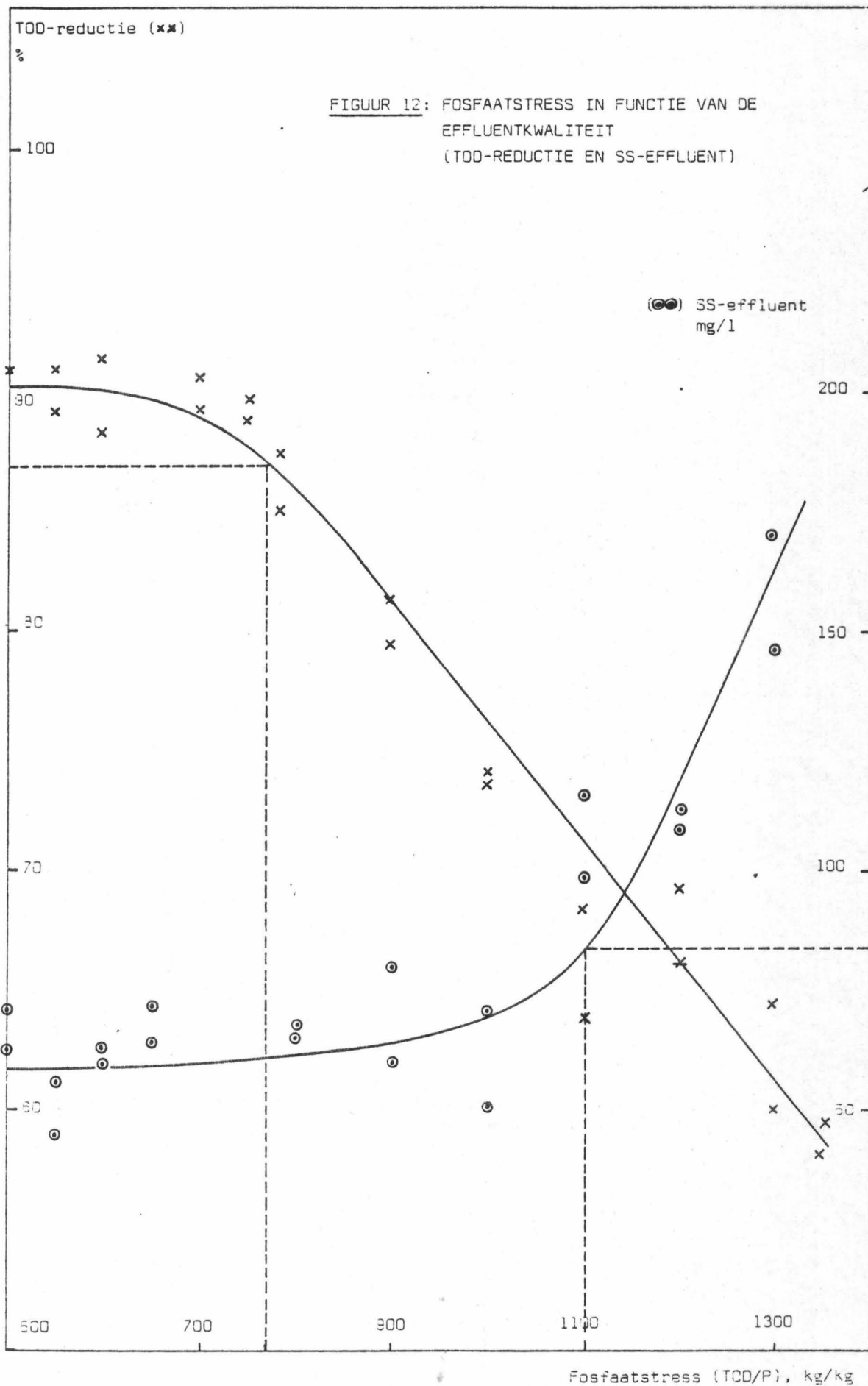
FIGUUR 11: FOSFAATSTRESS IN FUNCTIE VAN DE STIKSTOFOPNAME
TIJDENS PERIODE C.



In Figuur 12 wordt het verband tussen fosfaatstress en effluentkwaliteit grafisch voorgesteld. De waarde van de fosfaatstress factor, 760 TOD/P, die overeenstemt met het breekpunt van de TOD-reductie is van dezelfde grootte orde als deze die bepalend is voor het breekpunt van de N-opname. (Figuur 11). Het breekpunt voor het gehalte aan gesuspendeerd materiaal vindt men pas bij een relatief hogere fosfaatstress dan deze die als instelpunt (760 TOD/P) voor periode C dienst doet.

Voor periode C is het werkgebied van de fosfaatstress factor gelegen tussen 500 en 800 (TOD/P). De gegevens in Tabel 22 tonen aan dat de effluentkwaliteit, effectieve slibopbrengst (Y_{TOD}) en stressfactor tijdens periode C optimaal op elkaar zijn afgesteld. Een fosfaatstress die te zwak is geeft aanleiding tot "luxury uptake" of overvloedige opname van fosfaten door het actiefslib op voorwaarde dat er zich tussenperioden van fosfortekorten voordoen (FUCHS & CHEN 1974 en COSGROVE 1976). Een dergelijke situatie geeft aanleiding tot verspilling van het kostbare fosfaatnutriënt. Een fosfaatstress factor groter dan 760 (TOD/P) zal tijdens periode C een tekort aan fosfor voor het actiefslib betekenen en zal op korte termijn de kwaliteit van het effluent ongunstig beïnvloeden.

Met behulp van de polynomiale regressie wordt de parameterrelatie "fosfaatstress versus stikstofopname" omgezet in een vergelijking weergegeven in Tabel 25.



TABEL 25: POLYNOMIALE REGRESSIE VERGELIJKING VAN DE PROCESPARAMETERS:
FOSFAATSTRESS VERSUS STIKSTOFOPNAME TIJDENS PERIODE C.

Parameterrelatie		Polynomiale regressie (1)		Analyse van de variantie	
Onafhankelijke veranderlijke	Afhankelijke veranderlijke	Graad	Coëfficiënten	Determinatiegraad % (2)	F-factor (3)
X	Y				
(TOD/P) opgenomen kg/kg	(N/TOD) opgenomen gr/kg	3° intercept	$-0,79 \cdot 10^{-1}$ $0,70 \cdot 10^{-4}$ $-0,16 \cdot 10^{-7}$ 49	72***	10,31

(1) De vergelijking is betekenisvol op het niveau van $\alpha = 0,2$ (***)

(2) Determinatiegraad: fractie van de variantie van Y associeerbaar met de polynomiale regressie

(3) F-factor: verhouding van het gemiddeld kwadraat van de afwijking van de berekende waarde ten opzichte van het gemiddelde en van het kwadraat van de afwijking rondom de regressie.

HOOFDSTUK IV

ECONOMISCHE ASPECTEN VAN HET ACTIEFSLIBSYSTEEM

NA INBRENG VAN DE DISCONTINUE FOSFAATSTRESS FACTOR

Naast het streven naar een zo hoog mogelijke effluentkwaliteit is het minimaliseren van de bedrijfskosten een belangrijk onderdeel in het beheren van een afvalwaterbehandelingsinstallatie.

In welke mate de discontinue fosfaatstressfactor hiertoe een bijdrage kan leveren wordt navolgend onderzocht.

IV.1. Invloed van de discontinue fosfaatstress factor op de ontwerpcriteria van een actiefslibinstallatie

Bij het ontwerpen van een beluchtingsinstallatie voor een actiefslibinstallatie gaat men meestal uit van het begrip "OC/belasting". Onder belasting verstaat men de ruimtebelasting per uur (R_b : Kg TOD/m³ - reactorvolume.h) en onder "OC" of "Oxygenation Capacity" verstaat men het zuurstoftoevoervermogen van de beluchter onder standaard omstandigheden (KgO₂/m³-water.h). Onder regimevoorwaarden wordt per tijds- en volumeëenheid evenveel zuurstof toegevoerd als verbruikt of $OC \cdot F_c = Z$, waarin F_c de correctiefactor voor de regimevoorwaarden in de reactor is en Z het verbruik nodig voor het bio-oxydatieproces. Na keuze van de graad van afbreekbaarheid (TOD-reductie), de biomassa in de reactor (MLVSS) en de hydraulische verblijftijd (θ_H), is de zuurstofbehoefte alleen nog van de ruimtebelasting (R_b) afhankelijk. Vermits de zuurstoftoevoer ook bij schokbelasting nog voldoende moet zijn, moet men niet het daggemiddelde, maar de maximale ruimtebelasting per uur kiezen als basis voor de berekening van de beluchter. De zuurstofbehoefte bekomt men door de ruimtebelasting met een factor F_B te vermenigvuldigen die des te groter (kleiner) moet gekozen worden, naarmate de slibbelastingssnelheid (S_b) groter is.

Concreet genomen betekent dit dat biologische reactoren met propstroomvoeding en een hydraulische verblijftijd (Θ_H) groter dan één uur per reactorcel, uitgerust zijn met beluchters die de schokbelasting voortvloeiend uit de propstroming kunnen opvangen. Hieruit volgt dat het opgenomen vermogen van de beluchters in een propstroomsysteem een afnemend gradient beschrijft naarmate de reactor verder doorlopen wordt. In de laatste reactorcellen moet het opgenomen vermogen steeds voldoende zijn voor het in suspensie houden van het actiefslib ondanks de lage zuurstofbehoefte. Om deze reden is het totale geïnstalleerd en opgenomen vermogen van de beluchters in een propstroomsysteem meestal groter dan in een systeem van volledige menging waar al de reactorcellen uitgerust zijn met dezelfde beluchtingscapaciteit.

Tijdens perioden A en B worden de biologische reactoren aan het propstroomregime onderworpen zoals beschreven in Hoofdstuk I. De draaizijn van de oppervlaktebeluchter in de eerste reactorcel is tegengesteld aan deze van de overige beluchters waardoor de OC-waarde stijgt met 70%. Het opgenomen vermogen van de eerste beluchter ligt dan ook 57% hoger dan dit van de andere beluchters. Door het invoeren van de discontinue fosfaatstress factor en de 50% volledige menging tijdens periode C (Tabel 18) wordt de eerste celbeluchter in de positie van de laagste OC-waarde ingesteld. Het opgenomen vermogen is alzo hetzelfde voor elke reactorcel. Het totale opgenomen beluchtersvermogen per reactor is het laagst voor periode C en het hoogst voor periode A en B (Tabel 26).

TABEL 26: TOTAAL OPGENOMEN VERMOGEN (kWh) DOOR DE REACTORBELUCHTERS TIJDENS PERIODEN A, B EN C.

PERIODE	TOTAAL OPGENOMEN VERMOGEN (kWh) 2 x 4 OPPERVLAKE BELUCHTERS
A	276
B	276
C	240

IV.2. Vergelijking van de bedrijfskosten tijdens periode A, B en C.

Onder bedrijfskosten worden verstaan deze die proportioneel zijn met de TOD-belasting, zoals chemicaliënverbruik, zuurstofverbruik, slibbehandelingskosten, enz. De bedrijfskosten die hier geciteerd worden slaan zowel op het biologische als het niet-biologische gedeelte van de installatie. De bedrijfskosten voor de drie onderzochte perioden A, B, en C zijn weergegeven in Tabel 27. De verbruiksfactoren en kosten zijn uitgedrukt per ton behandelde TOD. Het electriciteitsverbruik wordt als een vaste kost aanzien per periode en is dus niet rechtstreeks afhankelijk van de ogenblikkelijke hoeveelheid TOD-verwijderd. De getabelleerde electriciteitsverbruiksfactor is het werkelijk electriciteitsverbruik per periode, gedeeld door de ontwerpwaarde van het TOD-verbruik van de installatie, namelijk 0,678 ton TOD per uur.

De bedrijfskost per ton TOD-verwijderd voor periode C bedraagt slechts 76% van deze van periode A. Het invoeren van de discontinue fosfaatstress brengt dus naast het verhogen van de effluentkwaliteit (Tabel 23) een aanzienlijke kostenreductie teweeg. Op jaarbasis vertegenwoordigt deze besparing een bedrag van 4,3 miljoen BF, indien men rekent met een realistische TOD-verwijdering van 2400 ton per jaar.

TABEL 27: BEDRIJFSKOSTEN VAN DE AFVALWATERZUIVERINGSEENHEID TIJDENS PERIODEN A, B EN C.

Produktnaam	Eenheidsprijs BF/kg	VERBRUIKSFACITOR kg/ton TOD-verwijderd			VERBRUIKSKOST BF/ton TOD-verwijderd		
		P e r i o d e			P e r i o d e		
		A	B	C	A	B	C
Zuurstof (1) (100 G/G %)	1,90	988,0	1070,0	1047,0	1877,0	2033,0	1989,0
Natriumhydroxide (20 G/G %)	1,19	400,0	400,0	400,0	476,0	476,0	476,0
Zwavelzuur (99 G/G %)	1,85	10,0	10,0	10,0	19,0	19,0	19,0
Ammoniumhydroxide (25 G/G %)	2,30	166,7	100,0	141,8	383,0	230,0	326,0
Fosforzuur (75 G/G %)	16,43	7,5	3,7	5,9	123,0	61,0	97,0
Overschot bioslib (100 G/G %)	16,00	220,0	140,0	120,0	3520,0	2240,0	1920,0
Flocculant cationisch polyelectroliet	280,00	1,4	0,9	0,8	392,0	252,0	224,0
		kWh/ton TOD-verwijderd ontwerpwaarde					
Electriciteit	BF/kWh 1,04	546,0	546,0	493,0	568,0	568,0	513,0
Totaal					7358,0	5879,0	5564,0
Ton TOD verwijderd per jaar		A 2400,0	B 2400,0	C 2400,0	A Milj.BF	B Milj.BF	C Milj.BF
Totale bedrijfskosten per jaar					17,659	14,096	13,354

(1) Zuurstofbenutting: 86%

HOOFDSTUK V

DISCUSSIE

V.1. Evaluatie van de gerapporteerde voordelen van het zuivere zuurstofproces.

V.1.1. Biologische aspecten

Uit de resultaten beschreven in Hoofdstuk I blijkt dat de betere biologische eigenschappen van een zuurstofinstallatie steeds worden toegeschreven aan de hogere graad van zuurstofpenetratie in de actiefslibvlok (CHAPMAN et al, 1976). De ogenschijnlijke slibbelastingssnelheid resulteert aldus in een lagere werkelijke slibbelastingssnelheid, waardoor het effect van de endogene ademhaling op de totale biomassa belangrijker wordt. In tegenstelling met zuurstofinstallaties, waar het gemiddelde gehalte aan opgeloste zuurstof in de beluchtingstank schommelt tussen de 4 tot 6 mg/l, werken de luchtsystemen met gemiddelden van 1 tot 2 mg/l.

Volgende voordelen en bedenkingen voor het zuurstofsysteem worden hieraan gekoppeld:

- Hogere slibbelastingssnelheid voor zelfde effluentkwaliteit en gemakkelijk opvangen van schokbelastingen.

Deze stelling wordt gesteund door de bevindingen van HEGEMANN (1973) waarvan de resultaten samengevat zijn in Tabel 1. De limiterende factoren in een bio-oxydatieproces zijn de hoeveelheid beschikbare zuurstof en de hoeveelheid actieve biomassa. Beiden worden verhoogd in het zuivere zuurstofproces, hetgeen resulteert in de mogelijkheid te werken met hogere slibbelastingssnelheden.

- Verbeterde slibbezinkingseigenschappen.

CHAPMAN et al (1976) toont met behulp van bezinkingsproeven aan (Figuur 3) dat een zuurstofslib een grotere bezinkingssnelheid heeft dan een luchtactiefslib. De verklaring hiervoor enkel toeschrijven aan het hoge zuurstofgehalte lijkt overdreven. De bezinkingseigenschappen van een slib worden immers beïnvloed door een hele reeks van procesparameters (BISOONI & LAWRENCE, 1971), waarvan de zuurstofconcentratie in de reactor of beluchtingstank er slechts één is. Volgens een recente studie van SEZGIN et al (1978) zou een hoge zuurstofconcentratie (groter dan 2 mg/l) in de slibvlok reducerend werken op de lengte van de filamenten en dus de uitgroei ervan buiten de vlok. Als verklaring hiervoor wordt het handhaven van de hoge specifieke groeisnelheid van de zoöglonale bacteriën tegenover deze van de filamenteuze micro-organismen aangegeven. De naar buiten stekende filamenten zouden de onderlinge flocculatie van de slibpartikeltjes fel bemoeilijken. Deze hypothese werd niet getoetst tijdens de studie beschreven in Hoofdstuk II.

- Lagere spuislibproductie bij gelijke slibbelastingssnelheid.

De spuislibproductie aangegeven in het experiment van DRNEVICH & GAY (1973) wordt uitgedrukt via de parameter effectieve slibopbrengst (Y_{COD}) op het ogenblik dat de reactoren zich in "Steady state" bevinden.

$$Y_{\text{COD}} = \frac{Q_w \cdot X_w + Q_{\text{effl.}} \cdot X_{\text{effl.}}}{Q (\text{COD}_{\text{infl.}} - \text{COD}_{\text{effl.}})}$$

waarin: Q , Q_w en $Q_{\text{effl.}}$ respectievelijk de debieten van het influent, spuislib en effluent zijn; X , X_w en $X_{\text{effl.}}$ zijn respectievelijk de slibconcentratie van de reactor, spuislib en effluent.

Ook hier wordt de oorzaak van lage slibopbrengst toegeschreven aan de stijging van de endogene ademhaling door het ter beschikking stellen van een grotere fractie van de totale biomassa aan de zuurstof opgelost in de reactor.

Algemeen kan gesteld worden dat het slibmineralisatieproces intenser is in een zuurstofinstallatie dan in een luchtinstallatie bij vergelijkbare slibbelastingssnelheden. Tijdens het ontwerp van een zuivere zuurstofinstallatie zal men echter steeds trachten de slibbelastingssnelheid (S_b) en de slibconcentratie in de reactor (MLVSS) zo hoog mogelijk te kiezen teneinde de hydraulische verblijftijd (θ_H) of het reactorvolume te verkleinen.

$$\theta_H = \frac{BOD \times 24}{S_b \times MLVSS}$$

In de praktijk verkiest men het voordeel van lagere investeringskosten van de beluchtingstanks boven dit van de lagere spuislibproductie.

V.1.2. Economische aspecten

- Investeringskosten

In het algemeen kan men zeggen dat de investeringskosten voor de mechanische uitrusting van de zuurstofbeluchtingstank lager zijn dan voor de luchtinstallatie. De oorzaak hiervan ligt in de hogere ruimtebelasting (R_b) van de zuurstofinstallatie waardoor het nodige reactorvolume en landoppervlakte gevoelig daalt.

$$R_b = \frac{\text{kg TOD gevoed}}{\text{m}^3 - \text{reactorvolume} \cdot \text{h}}$$

De lage OC-waarde van de zuivere zuurstofbeluchter komt neer op het ontwerpen van een aandrijfeenheid met een kleiner geïnstalleerd vermogen dan dat van de beluchter in een conventionele luchtinstallatie.

$$OC = \frac{\text{kg O}_2 \text{ opgelost onder standaard omstandigheden}}{\text{m}^3 - \text{water} \cdot \text{h}}$$

Anderzijds zal het gedeelte van de regel- en meettechniek in een zuurstofinstallatie sterker uitgebouwd worden dan in een luchtinstallatie.

Al deze argumenten zijn echter van een te algemene aard. Voor een efficiënte investeringskostenvergelijking moet ieder afvalwaterprobleem voor beide systemen afzonderlijk worden onderzocht.

- Bedrijfskosten

Aan de hand van twee praktijkvoorbeelden wordt in Hoofdstuk I een vergelijking gemaakt van de bedrijfskosten van zuurstof- en luchtinstallaties. Tabel 3 toont de ontwerpgegevens voor twee zuiveringsstations voor respectievelijk 100.000 en 1.000.000 inwonerequivalenten. Uit de dimensioneringsresultaten weergegeven in Tabel 4 blijkt dat het reactorvolume voor beide zuurstofinstallaties 70% kleiner is dan dit van de luchtinstallaties. De hoge slibbelastingssnelheid en ruimtebelasting zijn hiervoor de oorzaak. In Tabel 5 wordt aangetoond dat de bedrijfskosten van de zuurstofinstallatie werkend met cryogene zuurstof, gevoelig lager zijn dan die van de luchtinstallatie. De besparing resulteert voornamelijk uit het lage energieverbruik van een beluchter in een zuivere zuurstofinstallatie. Door middel van het begrip STR (Standard Transfer Rate) wordt in Tabel 5 aangetoond dat de capaciteit van een beluchter werkend in een conventionele actiefslibinstallatie sterk stijgt wanneer hij overgeplaatst wordt in een zuivere zuurstofinstallatie. Voor het praktijkvoorbeeld betekent dit dat de zuurstofbehoefte in de zuurstofinstallaties gedekt wordt door beluchters waarvan het opgenomen vermogen meer dan 70% lager is dan in de luchtinstallaties. Indien we 1 BF voor het verbruik van 1 kWh rekenen, vertegenwoordigt de jaarlijkse energiebesparing voor de grote installatie een bedrag van 3,3 milj.BF of een vermindering van de bedrijfskosten met 0,23 BF per kg behandelde BOD. Een analoog economisch voordeel voor een zuivere zuurstofinstallatie werd gerapporteerd door BOSCH (1973).

V.2. Evaluatie van de bestudeerde relaties tussen de procesparameters voor periode A en B.

V.2.1. g versus O_2 -opname

Uit het cijfermateriaal weergegeven in Tabel 10 blijkt dat de O_2 -opname per eenheid TOD-verwijderd sterk schommelt. De oorzaak hiervan is de niet constante samenstelling van het afvalwater met verschillende biologische zuurstofverbruiken per eenheid produkt of TOD-verwijderd.

Ter illustratie worden in Tabel 28 enkele experimenteel bepaalde omzettingsfactoren aangegeven teneinde de zuurstofconsumptie te bepalen uitgaande van het product zelf.

TABEL 28: BIOLOGISCHE O_2 -OPNAME PER EENHEID PRODUCT VERWIJDERD
(WAGGY & PAYNE, 1974).

Product	O_2 opgenomen per eenheid product verwijderd	TOD-waarde per eenheid product
Mono-ethyleenglycol	0,52	1,29
Isopropanol	0,96	2,40
Butanol	1,30	2,60
Polyether MG:3000	0,70	3,80

De sterk positieve correlatiecoëfficiënt in Tabel 10 voor de relatie q versus O_2 -opname ligt volledig in de lijn van de verwachtingen.

V.2.2. Y_{TOD} versus TOD-verwijdering

De negatieve correlatiecoëfficiënten voor de relatie Y_{TOD} versus TOD-verwijdering voor periode A en B moeten eveneens door de niet constante samenstelling van de organische belasting worden verklaard. Bij perioden van hoge TOD-verwijdering bestaat de organische belasting voornamelijk uit producten met een laag molecuulgewicht (Figuur 8). Volgens SHERRARD & SCHROEDER (1973) is de potentiële energieinhoud van deze producten lager dan die van de gepolymeriseerde producten. Deze laatste worden hier vooral aangetroffen tijdens perioden van lage TOD-verwijdering (Figuur 8). De energie welke voorhanden is in de organische substraten wordt door het actiefslib in de eerste plaats benut voor het onderhouden van de cellen en het realiseren van cellulaire aangroei. Indien de energetische toevoer in een systeem schaars is, zal de effectieve slibopbrengstcoëfficiënt (Y_{TOD}) een reductie ondergaan.

V.2.3. θ_C versus Y_{TOD}

Zoals blijkt uit de Figuren 9A en 9B is de effectieve slib-opbrengstcoëfficiënt het laagst bij hoge slibouderdomwaarden. Volgens SHERRARD & SCHROEDER (1972) kan dit fenomeen verklaard worden door een samenspel van verschillende factoren waaronder: stijging van cellulaire onderhoudsbehoeften, afsterven en lysis van cellen, vorming van extracellulaire polymeren, roofactiviteiten van protozoa en rotiferen, alsook het veranderen van de onderlinge samenstelling van de biota waardoor deze laatste nieuwe energetische karakteristieken verkrijgt.

Als gevolg van de wisselende slibproductie tijdens periode A zou men kunnen verwachten dat de behoefte aan nutriënten (NH_3 en PO_4^{3-}) van het actiefslib parallel hieraan verloopt op voorwaarde dat de stochiometrische formule van de celsamenstelling niet verandert. De hoge variantiecoëfficiënten in Tabel 10 voor de NH_3 -opname en de PO_4^{3-} -opname tijdens periode A duiden op deze wisselende nutriëntenbehoefte. De lage correlatiecoëfficiënten in de Tabellen 11 en 12 voor de relaties slibaangroei en nutriëntenopname kunnen daarentegen de bovenvermelde verwachting niet bevestigen. Het opstapelen van een teveel aan nutriënten als reservestoffen in de cel bij bepaalde procescondities kan een mogelijke verklaring zijn voor dit verschijnsel. Een voorbeeld hiervan is het vastleggen van fosfaten als polyfosfaten of volutine, korrels in de cel wanneer er een overschot van dit nutriënt aanwezig is in het influent. Tijdens periode B kan men niet spreken van een teveel aan fosfaat in het influent. Een schommeling van de nutriëntenopname kan hier bijgevolg moeilijk worden verwacht.

V.2.4. θ_C versus SVI

Volgens BISOGNI & LAWRENCE (1971) zijn de bezinkings-eigenschappen van een actiefslib functie van de slibouderdom. Deze relatie kan niet worden afgeleid uit de resultaten van periode A en B. Een mogelijke oorzaak is het ongewone werkgebied waarin de θ_C -parameter voor beide perioden varieert (Tabel 10). Een gemiddelde θ_C -waarde van 40 dagen is extreem hoog voor conventionele actiefslibinstallaties waar de gemiddelden schommelen tussen de 4 en 9 dagen.

V.2.5. θ_C versus SS-effluent

De basisstructuur van de slibvlok is mede verantwoordelijk voor het uiteindelijke gehalte aan gesuspendeerd materiaal in het effluent. In welke mate de slibouderdom het karakter van de slibvlok bepaalt, wordt aangetoond door de microscopische analyses van het effluent getabelleerd in Tabel 15. Een evenwichtig gevormde slibvlok met middelmatige densiteit is echter niet altijd een garantie voor een effluent met een laag gehalte aan gesuspendeerd materiaal.

In Hoofdstuk I werd reeds het belang aangestipt van de gesteelde ciliaten in het actiefslibproces. Door hun filtrerende werking verlagen ze het gehalte aan gedispergeerde bacteriën en verhogen de densiteit van het slibbed in het nabezinkingsbekken (KUIPER, 1973). Volgens BISOGNI & LAWRENCE (1971) is niet enkel de slibbelastingssnelheid bepalend voor de aanwezigheid van de gesteelde ciliaten, doch eveneens de slibouderdom. Extreem hoge en lage θ_C -waarden zouden volgens BISOGNI & LAWRENCE het optreden van de gesteelde ciliaten verhinderen. Deze laatste bevinding kan niet worden bijgetreden in deze studie. Zowel tijdens periode A als B is de aanwezigheid van gesteelde ciliaten vastgesteld bij θ_C -waarden groter dan 35 dagen. Het gehalte aan opgeloste zuurstof in de reactorvloeistof (DO-ML) en de slibbelastingssnelheid (S_b) zijn daarentegen wel bepalend voor het optreden van de gesteelde ciliaten tijdens periode A en B (VISSERS, 1977).

Aan de hand van deze gegevens en de resultaten uit periode A en B kan besloten worden dat er geen rechtstreekse relatie bestaat tussen slibouderdom en hoeveelheid gesuspendeerd materiaal in het effluent.

V.2.6. SVI en SS-effluent versus propstroom

De resultaten weergegeven in Tabel 9 en Tabel 10 tonen aan dat tijdens periode A en B de slibvolume-index en het gehalte aan gesuspendeerd materiaal slechts zeer middelmatig zijn ondanks de propstroomsgewijze bedrijfsvoering van de biologische reactoren.

Een gelijkaardige bedrijfservaring werd gedaan door VISSCHER & VAN ZELLEM (1978) voor de rioolwaterzuiveringsinstallatie van Apeldoorn. De invloed van het voedingspatroon op het ontstaan van lichtslib bij verschillende belastingen werd reeds door verscheidene auteurs bestudeerd. RENSINK (1974) en HOUTMEYERS & VERACHTERT (1978) kwamen tot de bevinding dat een propstroom- of intermitterend systeem de groei van draadvormers onderdrukt. Deze bevinding kan hier worden bijgetreden, zowel tijdens periode A als periode B zijn de microscopische karakteristieken van het actiefslib volledig verschillend aan deze van lichtslib.

V.3. Evaluatie van de Y_{TOD}^M - en k_b -waarden van het actiefslib in de zuiveringsinstallatie.

Bij de bepaling van de biokinetiek van het actiefslib beschreven in Hoofdstuk II blijkt dat voor de verschillende θ_C -waarden er een lineair verband bestaat tussen de reciproke waarde van θ_C en q (specifieke snelheid van substraatverbruik). De hieruit berekende opbrengstcoëfficiënt (Y_{TOD}^M) van 0,327 is volledig in overeenstemming met deze gevonden door andere auteurs (PIPYN & VERSTRAETE, 1978) voor gelijkaardige substraten. De slibafbouwcoëfficiënt (k_b) van 0,0123 mag als laag worden beschouwd en is typisch voor mengculturen met grote θ_C -waarden. In tegenstelling met de opbrengstcoëfficiënt (Y_{TOD}^M) vindt men in de literatuur k_b -waarden van zeer verschillende grootte orde. (BLOMMAERT & VERSTRAETE, 1977). Deze biokinetische parameters moeten als onmisbare gegevens worden beschouwd voor de biologische waterzuivering, daar ze de maatstaf zijn voor de hoeveelheid slib die per dag gevormd wordt (Y_{TOD}^M) en de hoeveelheid slib die per dag afsterft (k_b).

V.4. Evaluatie van de continue fosfaatbeperking als groeibeperkende factor tijdens periode B.

Recente onderzoeken van BLOMMAERT & VERSTRAETE, (1977) en YEUN (1978) tonen aan dat fosforlimiterende actiefslibsystemen gekenmerkt worden door lage slibopbrengstcoëfficiënten of slibproductie. Bij nader onderzoek bleek dat deze reductie niet te wijten was aan een verlaging van maximale slibopbrengst (Y^M) maar aan een toename van de slibafbouwcoëfficiënt (k_b).

Het instellen van een continue tekort aan fosfaten in het influent tijdens periode B leidt tot een reductie van de Y_{TOD} -waarde met 36% wanneer men een vergelijking maakt met de periode A. Met een tekort aan fosfaten wordt bedoeld: minder dan de theoretische behoefte van het actiefslib. Deze theoretische behoefte wordt berekend op basis van een empirische celformule opgesteld door SHERRARD & SCHROEDER (1973). Een verklaring voor de toename van de k_b -waarde bij continue fosfaatstress kan gezocht worden in een stijging van de fosfatase-activiteit. Bij gebrek aan voldoende gemakkelijke beschikbare fosfaat in het influent kan het fosfatase enzyme een hydrolytische breuk van de fosfaatbindingen in een deel van de niet-actieve biomassa bewerkstelligen. De totale fosforbehoefte van het actiefslib kan op deze manier worden gedekt. Zo zal bijvoorbeeld het nucleotidase-enzyme tussen komen in de hydrolyse van de nucleotiden tot nucleosiden en fosforzuur. Men spreekt dan van een defosforylatiereactie. Het resultaat van dit alles is dat het slibmineralisatieproces onder deze omstandigheden toeneemt, wat zich vertaalt in een stijging van de k_b -waarden van het actiefslib.

Teneinde de toenemende fosfatase-activiteit bij continue fosfaatstress te bevestigen wordt tijdens periode A en B deze enzymatische activiteit gemeten aan de hand van een hydrolyse-actie op een toegevoegde hoeveelheid p-nitrofenylfosfaat (PNF) (VERSTRAETE, 1978). Voor het slib uit Periode A dat verzadigd is met ogenblikkelijk beschikbare orthofosfaten, wordt met bovenvermelde meettechniek geen fosfataseactiviteit vastgesteld. Het slib uit periode B met een laag gehalte aan ogenblikkelijk beschikbaar fosfaat, bevat daarentegen een grote hoeveelheid fosfatase daar er ongeveer 0,14 gram PNF gehydrolyseerd wordt per gram actiefslib (MLVSS) per uur. Het feit dat fosforlimiterende systemen gekenmerkt worden door een lage slibproductie moet in het kader van de waterzuivering als zeer belangrijk worden beschouwd.

De vaststelling van YEUN (1978) dat fosforlimiterende actiefslibsystemen een effluent afleveren met een laag gehalte aan gesuspenseerd materiaal kan hier niet onmiddellijk worden bijgetreden. Een microscopische analyse van het slib uit periode B (Afbeelding 5B) geeft het beeld van een verhakkelde, weinig dichte en kleine slibvlok (Pin Point Floc).

De bacteriekapsels, waarvan sprake in de publicatie van YEUN (1978), die de rol van flocculant zouden vervullen en reducerend werken op het uiteindelijke gehalte aan gesuspendeerd materiaal in het effluent (SS-effluent), zullen naar alle waarschijnlijkheid onvoldoende aanwezig zijn bij het actiefslib uit periode B. Een mogelijke verklaring hiervoor is dat een te sterk doorgevoerde fosfaatstress het mechanisme van de kapselvorming kan blokkeren.

V.5. Evaluatie van de discontinue fosfaatstress in functie van de effectieve slibopbrengst, effluentkwaliteit en slibontwaterbaarheid tijdens periode C.

V.5.1. Discontinue fosfaatstress versus Y_{TOD}

De gemiddelde Y_{TOD} -waarde van periode C, beschreven in Hoofdstuk III, is van dezelfde grootte als deze van periode B, beschreven in Hoofdstuk II. De reducerende invloed van de fosfaatbeperking op de effectieve slibopbrengst blijft bestaan tijdens periode C, ook wanneer ze van tijdelijke of discontinue aard is. Voortgaande op de resultaten van BLOMMAERT & VERSTRAETE (1977) moet ook hier de oorzaak gezocht worden in een verhoogde activiteit van cellulair onderhoud. Tijdens de kortstondige periode van fosfaatinjectie wordt de totale dagelijkse fosfaatbehoefte gedekt waardoor tijdelijke overschotten aan fosfaten in de reactorvloeistof ontstaan die de ogenblikkelijke metabolische behoeften van het actiefslib overschrijden. Volgens COSGROVE (1976) worden deze tijdelijke overschotten onder de vorm van polyfosfaten in het slib gestockeerd. De polyfosfaten kunnen dan geassocieerd zijn met nucleïnezuren, lipoproteïnen, enz., onder de vorm van vultinekorrels. Tijdens perioden van tekorten aan ogenblikkelijk beschikbaar fosfaat in het actiefslib zal een verhoogde fosfatase-activiteit de polyfosfaten omzetten tot biologische beschikbare orthofosfaten door middel van een hydrolytische inwerking. Het is mogelijk dat dergelijke metabolische omwegen voor het vrijstellen van beschikbare orthofosfaten leiden tot een verhoogde k_d -waarde met een daaruit volgende lage effectieve slibopbrengst (Y_{TOD}).

De hoge fosfatase-activiteit van het slib uit periode C wordt eveneens gemeten en bevestigd aan de hand van een toegevoegde hoeveelheid hydrolyseerbare p-nitrofenylfosfaat (PNF) (VERSTRAETE, 1978) en bedraagt ongeveer 0,35 gram per gram actiefslib (MLVSS) per uur. Dit hoge cijfer toont aan dat het slib tijdens perioden van fosfaattekort nog voldoende energie bezit voor het produceren van de fosfatase-enzymen.

V.5.2. Discontinue fosfaatstress versus effluentkwaliteit en slibontwaterbaarheid

De verbeterde kwaliteit van het effluent voor periode C in vergelijking met periode A en B moet door het nagenoeg constant blijven van de ingestelde procesparameters, voor een groot deel toegeschreven worden aan de discontinuïteit van de fosfaatstress. Met verbeterde effluentkwaliteit wordt hier de drastische verlaging van het gehalte aan gesuspendeerd materiaal (SS-effluent) bedoeld die nauw verbonden is met de gunstige SVI-waarde van het slib (Tabel 21). Een verklaring hiervoor moet gezocht worden in de hoge graad van slibontwaterbaarheid tijdens periode C.

In tegenstelling met het microscopische onderzoek uitgevoerd op het slib uit perioden A en B (Afbeeldingen 5A en 5B) vertoont het slib uit periode C een sterke neiging tot samenvlokken (Afbeelding 5C). De slibvlok is hier gemiddeld groter, dichter en minder verbrokken dan deze uit perioden A en B. Bij de ontwatering van slib zijn zowel het einddrogestofgehalte als de snelheid van ontwatering van belang. De MFT-test van HEIDE & KAMPF (1978) toont aan dat de snelheid van ontwatering van het slib tijdens periode C zeer hoog is (Tabel 24). Een zelfde vaststelling vindt men terug in een publicatie van YEUN (1978) waarin de bacteriekapsels als een natuurlijk flocculant worden beschouwd en de slibontwaterbaarheid verhogen. YEUN (1978) vindt deze kapsels enkel terug in fosforlimiterende actiefslibsystemen. De aanwezigheid van deze kapsels bevorderen het flocculatieproces van de slibdeeltjes alsmede de stabiliteit van de slibvlok. De scheiding tussen de waterfase en de slibfase wordt alzo in het nabezinkingsbekken vergemakkelijkt. Het aspect van het tijdelijke karakter van de fosfaatbeperking voor het verkrijgen van deze kapsels wordt echter niet in de hogervermelde publicatie besproken.

In het algemeen kan men hier stellen dat de kwaliteit van de slibvlok sterk verhoogd bij het invoeren van de discontinue fosfaatstress. De kwaliteit van de slibvlok verlaagt daarentegen in systemen met overmaat aan fosfaat (periode A) of met een voortdurend tekort aan fosfaat (periode B). De afbeeldingen 5A, 5B en 5C tonen dit aan.

V.5.3. Discontinue fosfaatstress versus voedingspatroon

In de Hoofdstukken I en II wordt meermalen aangestipt welk belang men in de literatuur hecht aan de propstroomgewijze bedrijfsvoering van een actiefslibinstallatie. In de meeste afvalwaters is het koolstofsubstraat de groeibeperkende factor daar het fosfor- of stikstofnutriënt reeds in overmaat in het afvalwater aanwezig is. In dit geval wordt dan ook met de propstroom de totale afvalwaterstroom bedoeld. De nadelen van een dergelijke bedrijfsvoering zijn besproken in Hoofdstuk IV. Indien het fosfornutriënt afzonderlijk aan het afvalwater kan worden toegevoegd is het mogelijk de propstroming door de reactor te beperken tot het fosfornutriënt, zoals het geval is tijdens periode C. Aan de hand van de resultaten beschreven in Hoofdstuk III kan de bedenking gemaakt worden of voor de inhiberende werking op de groei van de draadvormers de propstroomgewijze bedrijfsvoering (RENSINK, 1974) zich niet zou kunnen beperken tot een propstroom van een groeibeperkende nutriënt zoals het fosfaat. Een feit is dat de 100% volledige menging van de afvalwaterstroom met een discontinue dosering van het fosfaatnutriënt in de eerste twee reactorcellen tijdens periode C, (Tabel 18) geen aanleiding geeft tot de vorming van lichtslib in het systeem.

V.5.4. Discontinue fosfaatstress versus continue fosfaatstress

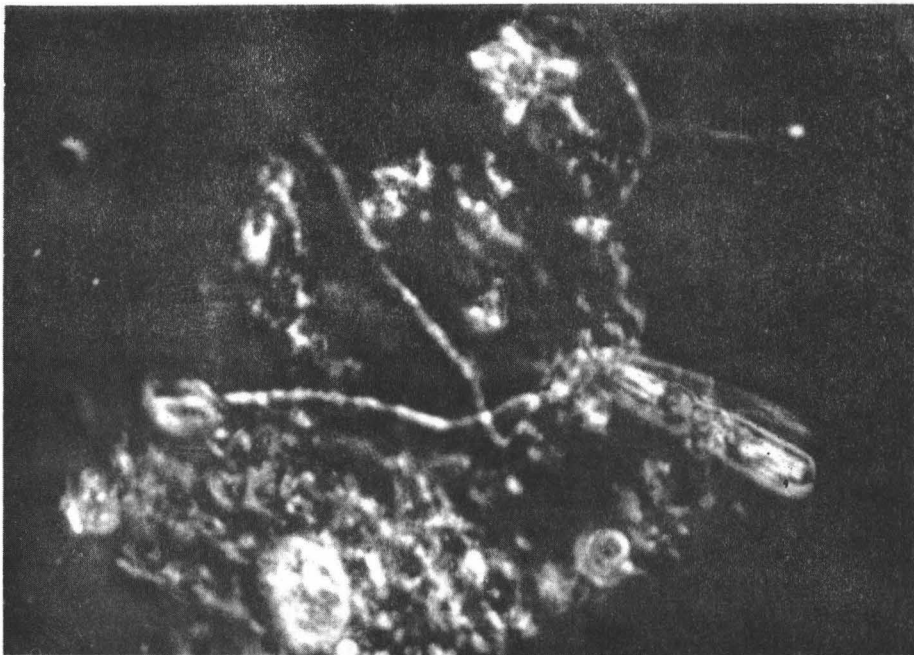
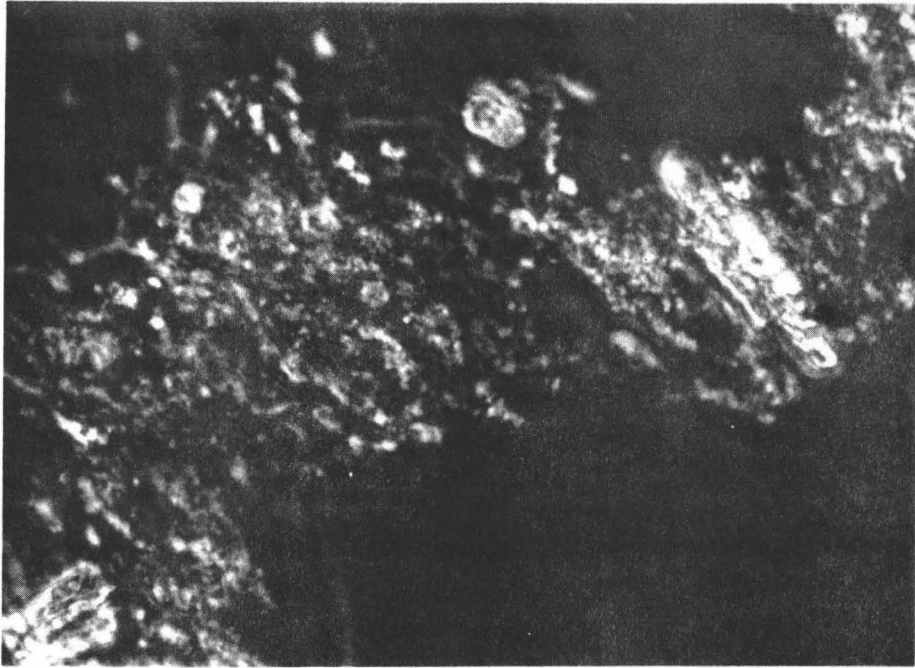
Het belang van de discontinue fosfaatstressfactor voor een betere effluentkwaliteit wordt in het voorgaande meermalen aangestipt (Tabel 22). Er moet hier echter worden opgemerkt dat een te ver doorgetreden discontinue fosfaatstress op het einde van periode C (900; TOD/P), in eerste instantie leidt tot een verminderde TOD-reductie (Figuur 12).

De zwakke effluentkwaliteit bij de continue fosfaatstress voor periode B (1100; TOD/P) kenmerkt zich daarentegen vooral door het hoge gehalte aan gesuspendeerd materiaal in het effluent en niet door de TOD-reductie (Tabel 9). Het afzwakken van de bio-oxydatie reactie uit zich bijgevolg sneller in een proces met een overdreven discontinue fosfaatstress.

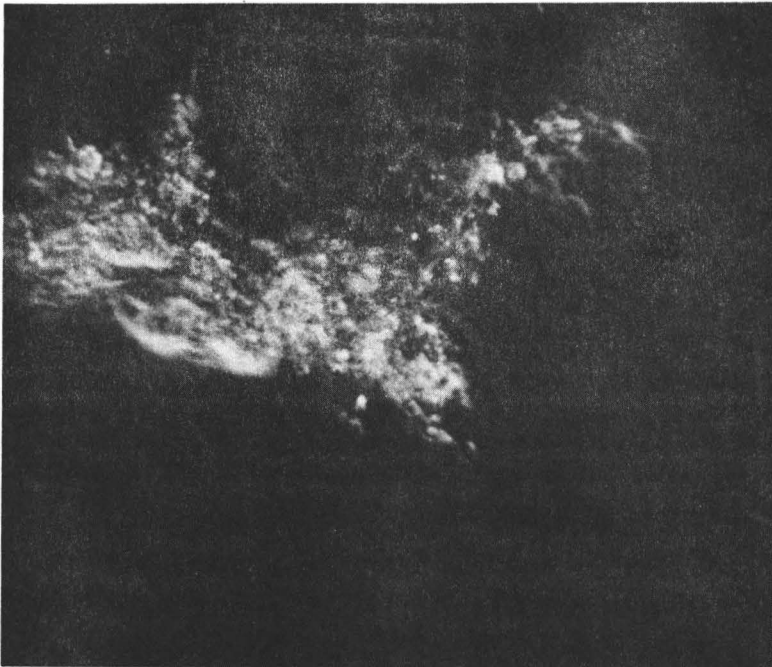
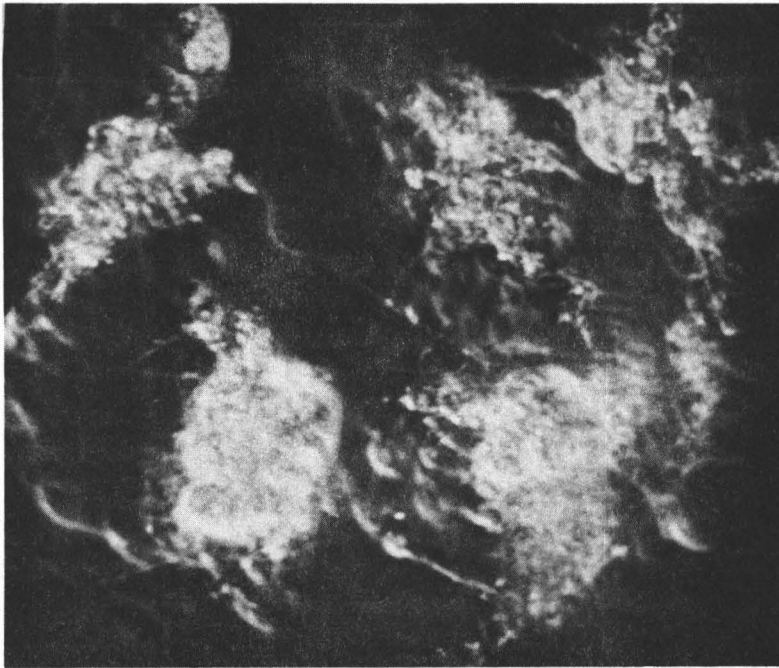
V.5.5. Economische evaluatie van de discontinue fosfaatstressfactor

Een gedetailleerde kostenanalyse voor de bedrijfskosten tijdens de verschillende bedrijfsperioden is gemaakt in Hoofdstuk IV. Het meerverbruik aan electriciteit tijdens perioden A en B (Tabel 26) is naast het schokbelastingseffect van de propstroom gedeeltelijk te wijten aan de beperkte mogelijkheden van de oppervlaktebeluchter. Een oppervlaktebeluchter waarvan het toerental of de indompeldiepte automatisch geregeld wordt op basis van de minimale zuurstofbehoefte van het actiefslib tijdens perioden A en B zal een lager electriciteitsverbruik hebben dan dit aangegeven in Tabel 26. Niettegenstaande dit is de invloed van de discontinue fosfaatstressfactor op de totale bedrijfskosten (Tabel 27) voor deze installatie buiten de verwachtingen. Het vergelijken van de bedrijfskosten geldt enkel voor perioden A en C. De reden hiervoor is dat tijdens periode B het fosfaatekort in het influent te ver wordt doorgevoerd, waardoor een zinvolle kostenvergelijking onmogelijk is.

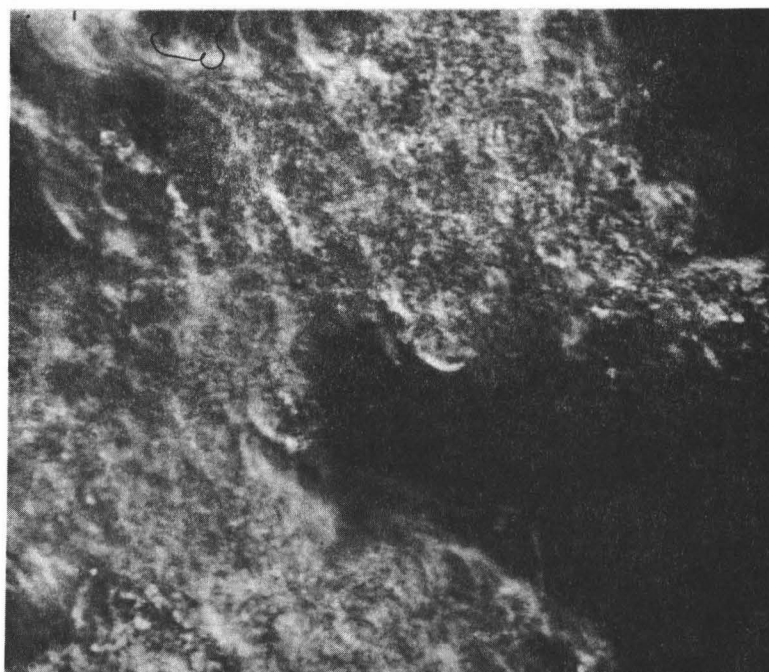
Uit Tabel 27 blijkt dat de kostenbesparende invloed van de discontinue fosfaatstress het grootst is voor de slibbehandeling (45% vermindering) het flocculantverbruik (43% vermindering) en het fosforzuurverbruik (21% vermindering). Naast dit alles mag men niet vergeten dat de effluentkwaliteit tijdens periode C over gans de lijn beter is dan voor periode A. Dit betekent dat de residuele vervuiling van het gezuiverd water het laagst is tijdens periode C. Indien de Belgische wetgeving aangaande dit laatste dezelfde weg opgaat als deze van de ons omringende landen, dan zal de industrie een bijkomende geldbelasting, proportioneel aan deze van de residuele vervuiling, moeten betalen. Een economische evaluatie van de discontinue fosfaatstressfactor voor dit laatste aspect is op dit ogenblik moeilijk te maken.



Afbeelding 5A: Actiefslibvlokken uit Periode A bij een overmaat aan fosfaat in de biologische reactor. 600 x; 1 mm = 1,25 μ m.



Afbeelding 5B: Actiefslibvlokken uit Periode B bij een continue fosfaatstress in de biologische reactor.
450 x ; 1 mm = 2 μ m.



Afbeelding 5C: Actiefslibvlokken uit Periode C bij een discontinue fosfaatstress in de biologische reactor.
450 x; 1 mm = 2 μ m.

V.5.6. Theoretische beschouwingen bij het ontwikkelen van een fosfaatstress model, gekoppeld aan de procescomputersturing.

Algemeen

In deze tijd van kosten- en energiebesparingen wordt een groot deel van de chemische proces-industrie gecontroleerd en gestuurd met behulp van een procescomputer. De voortdurend binnenstromende waarden van de verschillende procesparameters in de computer kunnen door middel van eenvoudige technieken verwerkt worden tot meestal bruikbare mathematische modellen. Het reduceren van de procesgegevens tot uur- of daggemiddelden is een algemene praktijk voor het manipuleren van een groot aantal waarnemingen. Hierdoor gaat echter een groot deel van de informatie, vervat in de individuele waarnemingen, verloren. Door het modelleren van de procesparameters via de procescomputer wordt dit ongemak vermeden en bekomt men maximale output aan informatie die benut kan worden voor maximale proces-optimalisatie.

Discontinue fosfaatstress en computersturing.

Tot op heden (09/1979) wordt het gebruik van de discontinue stressfactor met succes toegepast op de bestudeerde praktijk-installatie (Hoofdstuk III). Het instellen van deze discontinue fosfaatstress komt in aanmerking voor computersturing. Een gepast stress-model dient hiervoor te worden opgesteld.

Omwille van de complexe, tijdsafhankelijke biologische en biochemische mechanismen werkzaam in de reactor lijkt het aangewezen uit te gaan van een dynamisch model. Procesparameters zoals temperatuur, pH, beluchting en reactorstroompatroon kunnen als constant beschouwd worden. TOD-belasting en fosfaatgehalte van het influent dienen als variabele parameters opgenomen te worden.

Uitgaande van ervaringsgegevens kan a priori een lineaire dynamische toestandsvergelijking van volgende aard worden vooropgesteld:

$$y_t = a_0 + a_1 y_{t-1} + a_2 y_{t-2} + a_3 (x_t + x'_t) + a_4 (x_{t-1} + x'_{t-1}) + a_5 (x_{t-2} + x'_{t-2}) \\ + a_6 z_t + a_7 z_{t-1} + a_8 z_{t-2}$$

met: y_t stressfactor; kg TOD opgenomen op dag t x totale hoeveelheid fosfaat (kg^{-1}) beschikbaar tijdens dag t^{-1}

- x_t totale hoeveelheid fosfaat (kg) in het influent (inlaat egalisatiebekken) aangeboden op dag t
- x'_t totale hoeveelheid fosfaat (kg) bijgedoseerd (inlaat biologische reactor) over dag t
- z_t TOD-belasting (kg) van het influent aangeboden op dag t
(hydraulische belasting \times TOD-concentratie in het influent)
- a_0 constante term voor het karakteriseren van het proces
- a_{1-8} coëfficiënten van de toestandsvergelijking

In een eerste fase zal dienen te worden getoetst in welke mate de voorgeschiedenis van de reactor ($t-1$, $t-2$ componenten) medespeelt in het model. Navolgend dient met behulp van de beschikbare gegevens van de weerhouden procesparameters en een computerprogramma de meest waarschijnlijke eenvoudige lineaire regressie vergelijking te worden berekend.

Eenmaal zover, moet het model op zijn validiteit getoetst worden: een reeks ingangstoestanden worden ingesteld en de berekende y -waarden worden vergeleken met de in de reactor bekomen waarden.

Blijkt de validiteit van het model voldoende, dan kan het uiteindelijk benut worden voor de zogenaamde "feed forward control": op basis van continue x_t en z_t - waarden, bemeten op het influent enerzijds en het model ingesteld op een streefwaarde $y_t = 629$ anderzijds, wordt de slaglengte van de fosforzuurdoseerpomp (x'_t) continu bijgestuurd.

Het structureren van het mathematische stressmodel, alsmede het daaraan koppelen van een praktische computersturing is een project voor de nabije toekomst. Een gecoördineerde samenwerking tussen bedrijfsleider en procescomputertechnologen is de basis voor het ontwikkelen van een bruikbaar model. In een later stadium kan een dergelijk stress model als een bijkomende ontwerpparameter voor biologische zuiveringsinstallaties worden gebruikt.

S A M E N V A T T I N G

Het handhaven van hoge zuurstofgehaltenes (min. 4 mg/l) in het actiefslibproces, mogelijk door gebruik van zuivere zuurstof, kan in een aantal voordelen resulteren zoals:

- verbeterde slibbezinkingseigenschappen
- hogere slibbelasting voor zelfde effluentkwaliteit
- lagere spuislibproductie
- gemakkelijker opvangen van organische schokbelastingen.

Er wordt vooropgesteld dat deze voordelen veroorzaakt worden door een verhoging van de fractie actief in het zuiveringsproces betrokken micro-organismen, omwille van de meer volledige doordringing van de slibvlok met zuurstof. Wat de investeringskosten betreft moet een nauwkeurige kostenvergelijking van de verschillende in aanmerking komende zuiverings-systemen, in elk geval afzonderlijk, het meest economische systeem aanduiden. Wat de bedrijfskosten aangaat mag gesteld worden dat het zuivere zuurstofstelsel minder energie verbruikt dan het lucht-actief-slibproces en dat de procentuele energiebesparing stijgt met toenemende capaciteit van het zuiveringsstation.

De bedrijfsgegevens van een actiefslibinstallatie werkend met zuivere zuurstof tonen aan dat volgende procesparameterrelaties eenvoudig aangetoond kunnen worden door het bepalen van de correlatie-coëfficiënten of het berekenen van polynomiale regressie.

- Toename van de zuurstofopname bij een verhoogde specifieke snelheid van substraatverbruik.
- Afname van de effectieve slibopbrengstcoëfficiënt bij een toename van de slibouderdom.
- Invloed van het gemiddeld molekulgewicht van de organische belasting op de effectieve slibopbrengst.

Daarnaast wordt vastgesteld dat hoge slibouderdomswaarden (30 dagen en meer) weinig of geen rechtstreekse invloed uitoefenen op de kwaliteit van het effluent.

De basisstructuur van de slibvlok kan wel mede bepaald worden door de waarde van de slibouderdom, maar een rechtstreekse relatie met het gehalte aan zwevend materiaal in het effluent is niet gevonden. Het koppelen van een propstroomsgewijze bedrijfsvoering van een biologische reactor aan lage slibvolume-index-waarden kan hier niet zonder meer worden bijgetreden. De remmende werking van een propstroom-systeem op de vorming van lichtslib wordt daarentegen bevestigd. De propstroming doorheen de reactor kan zich echter wel beperken tot deze van een noodzakelijk nutriënt zoals het fosfaat.

In een tweede en derde deel van deze studie wordt het effect van een continue en discontinue fosfaatstress op de effectieve slibopbrengst en de effluentkwaliteit van een zuiverezuurstofactiefslibinstallatie onderzocht. Het instellen van een continue fosfaatstress ($TOD/P = 1153/1$) leidt tot een reductie van de slibproductie met meer dan 36%. De effluentkwaliteit verbetert daarentegen niet in vergelijking met dat verkregen bij een niet-stress conditie. Bij het hanteren van een discontinue fosfaatstress ($TOD/P = 719/1$) in het zuurstofactiefslib-systeem wordt de extreem lage waarde voor de effectieve slibopbrengst behouden en is bovendien gekoppeld aan een effluent van hoge kwaliteit en een slib met uitstekende ontwateringskenmerken. De lage effectieve slibopbrengstcoëfficiënt wordt verklaard door een toename van de cellulaire onderhoudsactiviteiten van het actiefslib. De verhoogde effluentkwaliteit en slibontwaterbaarheid vloeit voort uit de vorming van sterk flocculerende slibvlokken bij het invoeren van een discontinue fosfaatstressparameter. De inbreng van de discontinue stressfactor resulteert voor de onderzochte zuurstofactiefslibinstallatie in een vermindering van de totale bedrijfskosten met 24%. Tot op heden (SEPTEMBER '79) wordt in deze praktijkinstallatie het gebruik van de discontinue fosfaatstress met succes toegepast.

Tot slot van dit werk wordt de mogelijkheid tot uitwerken van een dynamisch procescomputermodel, teneinde een automatische bijsturing van de discontinue fosfaatstressparameter voor de praktijkinstallatie te bekomen, in uitzicht gesteld.

A D D E N D U M

1. Cijfermateriaal basisparameters uit perioden A, B en C

PERIODE A: Gegevens van de rechtstreekse analyses op samengestelde dag-monsters.

<u>Basis- parameter</u>	<u>TOD- verwijderd</u>	<u>PO₄³⁻ verwijderd</u>	<u>NH₃- verwijderd</u>	<u>SVI</u>	<u>SS- effluent</u>
<u>Eenheid</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>ml/g</u>	<u>mg/l</u>
<u>Waarneming (Dag)</u>					
1	4960	33	150	133	335
2	4755	32	142	132	336
3	4520	31	165	131	333
4	4778	67	251	144	425
5	4580	65	124	124	418
6	4935	69	143	164	433
7	9200	68	151	145	426
8	9145	69	148	134	325
9	9100	68	137	133	324
10	6592	63	75	152	165
11	6580	72	106	141	182
12	6610	65	101	163	163
13	6700	66	62	153	164
14	6857	61	220	148	337
15	6900	60	141	147	336
16	3793	59	311	155	105
17	3790	61	161	146	118
18	3815	57	122	164	109
19	7000	58	76	154	115
20	6810	41	220	163	361
21	6800	40	105	164	225
22	6873	71	203	160	310
23	6785	72	109	158	285
24	6993	53	141	162	243
25	13012	52	117	161	230
26	12265	41	218	170	310
27	12000	70	107	169	280
28	11581	72	173	182	282
29	12535	40	108	185	260
30	10612	39	143	179	301
31	17500	40	215	181	300
32	17870	30	142	153	362
33	17900	31	139	154	310
34	7652	49	145	140	422
35	7723	48	138	146	390
36	7522	51	152	134	268
37	6000	48	165	139	220
38	5935	119	131	88	210
39	5000	120	242	89	150
40	5281	37	149	149	225

Periode A (vervolg)

<u>Basis- parameter</u>	<u>TOD- verwijderd</u>	<u>PO₄³⁻ verwijderd</u>	<u>NH₃- verwijderd</u>	<u>SVI</u>	<u>SS- effluent</u>
<u>Eenheid</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>ml/g</u>	<u>mg/l</u>
<u>Waarneming (Dag)</u>					
41	5193	35	223	147	218
42	5382	39	182	153	222
43	8400	36	222	148	200
44	8495	46	143	154	135
45	8500	47	105	155	115
46	8172	43	97	146	105
47	8135	42	106	147	109
48	8210	45	102	144	101
49	5000	42	29	145	125
50	4998	16	150	155	250
51	4900	17	225	156	320
52	4913	36	82	175	337
53	4925	38	105	178	315
54	4893	34	181	162	344
55	4800	37	141	176	310
56	4750	41	151	161	236
57	4600	46	143	160	215
58	7830	39	105	140	219
59	7950	40	251	160	220
60	7925	38	75	120	137
61	7815	40	107	118	149
62	8023	36	62	123	126
63	5700	35	203	120	218
64	5609	36	34	134	88
65	5600	38	117	140	230
66	8661	41	173	125	106
67	8735	45	81	137	180
68	8912	37	215	130	203
69	8700	39	146	121	215
70	5050	16	102	150	233
71	5600	37	164	117	210
72	1928	28	149	105	107
73	2113	38	222	129	125
74	1806	58	98	120	109
75	2000	38	82	102	103
76	5311	49	157	160	111
77	4000	59	141	115	215
78	6912	38	149	125	233
79	6811	40	145	115	187
80	7003	45	82	140	220
81	7000	36	102	108	108
82	4833	42	215	140	106
83	4700	36	144	125	111
84	9164	28	120	135	216
85	8173	38	142	118	136
86	10016	46	161	140	210
87	8000	45	85	94	208
88	7983	47	103	130	176
89	9500	38	156	144	156
90	10781	35	143	133	220
91	10538	41	148	155	183
92	10993	43	215	150	219
93	10800	37	108	133	155
94	3554	39	140	138	153

PERIODE B: Gegevens van de rechtstreekse analyses op samengestelde dag-monsters.

<u>Basis- parameter</u>	<u>TOD- verwijderd</u>	<u>PO³⁻₄- verwijderd</u>	<u>NH₃- verwijderd</u>	<u>SVI</u>	<u>SS- effluent</u>
<u>Eenheid</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>ml/g</u>	<u>mg/l</u>
<u>Waarneming (Dag)</u>					
1	10452	36	189	121	388
2	10315	35	125	120	350
3	10556	15	118	123	379
4	9400	15	115	128	389
5	9343	13	133	120	265
6	9200	34	126	129	192
7	4530	38	104	105	134
8	4348	36	126	107	130
9	4731	15	124	103	138
10	4600	16	105	104	150
11	7504	34	124	108	120
12	7400	35	128	109	115
13	6879	28	182	129	129
14	6773	27	240	133	125
15	6982	28	144	125	133
16	6900	26	123	130	192
17	16432	28	105	129	80
18	16500	20	127	128	225
19	6620	27	195	106	416
20	5600	28	196	111	389
21	7235	29	123	101	375
22	5666	27	167	105	350
23	16996	27	123	134	491
24	17900	64	128	133	195
25	8174	38	169	137	120
26	8334	49	128	135	140
27	7816	45	124	140	103
28	8200	53	152	136	150
29	10165	39	81	129	90
30	11000	31	125	130	130
31	11025	28	157	135	210
32	9036	22	130	140	217
33	13017	24	121	139	203
34	10000	22	62	128	192
35	8140	21	110	123	398
36	8200	38	188	124	340
37	8853	37	105	130	224
38	8751	25	116	129	246
39	8917	30	104	132	203
40	8700	20	181	129	195
41	10332	24	124	169	158
42	10400	26	194	128	130
43	10267	27	166	152	120
44	9056	24	141	150	116
45	11483	28	173	148	124
46	10100	21	157	128	158
47	15068	28	108	118	100
48	15300	24	74	117	192
49	10541	23	66	119	195
50	10336	12	103	115	182
51	10756	10	118	123	208
52	10200	14	189	120	192
53	15007	13	213	163	83
54	15000	25	234	128	195

PERIODE C: Gegevens van de rechtstreekse analyses op de samengestelde dag-monsters.

<u>Basis- parameter</u>	<u>TOD- verwijderd</u>	<u>PO₄³⁻ verwijderd</u>	<u>NH₃- verwijderd</u>	<u>SVI</u>	<u>SS- effluent</u>
<u>Eenheid</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>ml/g</u>	<u>mg/l</u>
<u>Waarneming (Dag)</u>					
1	4465	31	75	119	27
2	4963	31	143	125	44
3	4078	31	46	135	28
4	4500	31	49	95	56
5	4474	31	69	82	45
6	4500	31	75	100	58
7	6310	31	58	75	49
8	6022	31	48	65	52
9	6600	31	66	82	55
10	6000	20	88	65	82
11	4847	20	46	62	41
12	4500	20	46	81	52
13	6931	20	87	53	38
14	6728	20	53	81	27
15	6910	20	49	105	34
16	6700	20	48	66	72
17	4990	20	65	75	51
18	5100	20	75	85	148
19	5786	20	87	68	56
20	5788	20	56	91	45
21	5516	20	42	88	58
22	5800	20	89	64	36
23	7184	20	93	75	46
24	7000	20	33	88	52
25	4922	20	67	67	81
26	5013	20	54	89	120
27	4802	20	55	80	36
28	5000	20	43	84	55
29	3024	20	51	53	71
30	3000	20	65	79	41
31	1713	20	36	83	83
32	1500	20	57	84	58
33	1928	20	52	78	63
34	2000	20	41	86	49
35	1950	20	35	83	60
36	1700	20	52	90	27
37	4067	20	57	103	41
38	4125	20	77	89	34
39	4011	20	54	83	52
40	4100	20	63	80	58
41	7908	20	66	89	45
42	7800	20	20	82	61
43	7759	20	41	92	48
44	7753	20	38	96	51
45	7812	20	22	88	43

Periode C (vervolg)

<u>Basis- parameter</u>	<u>TOD- verwijderd</u>	<u>PO₄³⁻- verwijderd</u>	<u>NH₃- verwijderd</u>	<u>SVI</u>	<u>SS- effluent</u>
<u>Eenheid</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>kg/dag</u>	<u>ml/g</u>	<u>mg/l</u>
<u>Waarneming (Dag)</u>					
46	6813	20	77	83	72
47	8177	20	68	79	30
48	8120	20	46	102	33
49	9305	20	96	87	19
50	9216	20	83	88	46
51	9103	20	86	83	35
52	9400	20	95	82	52
53	7984	20	85	84	28
54	7700	20	143	76	53
55	5829	20	124	86	52
56	5717	20	87	79	89
57	5656	20	99	76	44
58	5900	20	72	82	52
59	6857	20	66	88	26
60	6700	20	86	83	43
61	4950	20	78	85	30
62	4836	20	85	88	43
63	4872	20	68	82	47
64	6321	20	55	79	52
65	5000	20	43	76	48
66	5783	20	39	80	31

2. Voornaamste analyse methoden

Volgende analyses werden uitgevoerd volgens de methode beschreven in "standard methods for the examination of water and waste water - thirteenth edition 1971":

- stikstof (totaal): ref. nr. 135
- stikstof (ammoniakale): ref. nr. 132A
- fosfaat: ref. nr. 223
- COD: ref. nr. 220
- BOD: ref. nr. 219

De TOD-analyses gebeurden met een "in-lijn" toestel van het type "IONICS" of met een laboratoriumtoestel van het type "Philips". De ijking van beide toestellen gebeurde op dagelijkse basis.

MFT: Volgens HEIDE & KAMPF (1978).

Fosfatase: Volgens VERSTRAETE (1978).

3. Statistische methoden

Lineaire correlatiecoëfficiënten (R)

$$- R = \frac{\sum (x - \bar{x}) (y - \bar{y})}{\sqrt{\sum (x - \bar{x})^2 \sum (y - \bar{y})^2}}$$

waar \bar{x} = gemiddelde waarde van de waarnemingen x

\bar{y} = gemiddelde waarde van de waarnemingen y.

- P-toets:

Voor het toetsen van de waarschijnlijkheid van elke gevonden lineariteit wordt gebruik gemaakt van de P-tabel weergegeven in "Statistical methods in research and production" (OWEN & GOLDSMITH 1976).

Polynomiale regressie

- Determinatiegraad:

$$100 \times b^2 \sum (x - \bar{x})^2 / \sum (y - \bar{y})^2$$

waar b : regressie coëfficiënt en

$$b = \frac{\sum (x - \bar{x}) (y - \bar{y})}{\sum (x - \bar{x})^2}$$

Polynomiale regressie (vervolg)

- F- factor:

$$\sigma^2 + \beta^2 \sum (x - \bar{x})^2 / \sigma^2$$

waar σ = standaard deviatie

β = parameter voor het voorspellen van waarde "Y"
ter vervanging van waarneming "y".
($Y = \alpha + \beta x$).

- F- toets:

Voor het bepalen van de kritische waarden van de F- factor wordt gebruik gemaakt van de F-tabellen weergegeven in "Statistical methods in research and production (OWEN & GOLDSMITH 1976).

L I T E R A T U U R O P G A V E

ALBERTSON, J.G., MC WHITER J.R., ROBINSON E.K., and VAHLIDIECK N.P., 1970

Investigation of the use of high purity oxygen aeration in the conventional activated sludge processes.

Department of Interior FWQA, Program No. 17050 DNW.

BISOGNI J.J., and LAWRENCE A.W., 1971

Relationships between biological solids retention time and settling characteristics of activated sludge.

Water Research 5:753-763.

BLOMMAERT M., en VERSTRAETE W., 1977

Biokinetische analyse van enkele actiefslibsystemen.

Werk van einde studiën, Fac. Landbouwwet. Rijksuniversiteit Gent, 170 blz.

BOON A.G., 1977

Use of oxygen in the treatment of waste water.

H₂O (10) No. 23:541-546.

BOSCH F.M., 1973

Newer methods in the residual water purification.

Chemistry and life, International Symposium

University of Ghent, (18-19 May, 1973): 1885-1897

CHAPMAN T.D., MATSCH L.C. and ZANDER E.H., 1976

Effect of high dissolved oxygen concentration in the activated sludge systems.

Journal of Water Pollution. Cont. Fed. (48) No. 11:2486-2510.

CHUDOBA J., OTTAWA V., and MADERA V., 1973

Control of activated sludge filamentous bulking.

Effect of the hydraulic regime or degree of mixing in the aeration tank.

Water Research 7: 1163-1182.

COSGROVE D.J., 1976

Microbial transformations in phosphorus cycle.

Adv. Microbial Ecol. I:95-134.

DEMANDT J., en VISSERS W., 1978

Het Unox-systeem, een actiefslibproces werkend met zuivere zuurstof.

Studiedag niet-conventionele beluchtingssystemen.

Technologisch Instituut K.VIV, Antwerpen.

DIRICKX J., 1978

De openbare watervoorziening in België.

H₂O (II) No. 9: 188-191.

DRNEVICH R.F., and GAY D.W., 1973

Sludge production rates in activated sludge systems.

28th Annual Purdue Industrial Waste Conference (May, 1973).

ECKHOFF D.W., and JENKINS D., 1967

Activated sludge systems, kinetics of the steady and transient states.

S.E.R.L. Rep. No. 67-II. University of California, Berkeley.

FINCHER E.L., and PAYNE W.J., 1962

Bacterial utilisation of ether glycols.
Appl. Microbiol. 10:542-547

FUCHS G.W., and CHEN M., 1974

Microbiological basis of phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of waste water.
Presented at the 19th congress of the environmental society for the theoretical and applied limnology, Winnipeg, Canada.

HAINES J.R. and ALEXANDER M., 1975

Microbial degradation of polyethylene glycols.
Appl. Microbiol. 29: 621-625.

HARMSEN H.B. en VALK P.K.W., 1965

Symbolen en codering voor meet- en regeltechniek.
Blz. 69-73. In: Meten en regelen deel I. Uitgeverij H. Stam N.V. Antwerpen.

HEGEMANN W., 1973

Über den Einsatz von reinem Sauerstoff bei Belebungsverfahren.
Abwassertechnisches Seminar, Institut für Wasserwirtschaft und Gesundheitsingenieurwesen. Technische Universität München.

HEIDE B.A. en KAMPF R., 1978

De MFT-methode als kenmerk voor de onwaterbaarheid van slib.
H₂O (II) No. 15:339-342

HEIDE B.A., KAMPF R. en BLOOT F., 1977

Eigenschappen en verwerking van oxydatieslib met en zonder simultane defosfatering met kalk.
H₂O (IO) No. 19: 449-455.

HOUTMEYERS J., VERACHTERT H., 1978

Relations between substrate feeding pattern and development of filamentous bacteria in activated sludge process.
Agricultura (26) No. 1. Katholieke Univ. Leuven, 135 blz.

KUIPER J., 1973

De rol van protozoën in de waterzuivering.
H₂O (6) No. 19: 491-495.

LAWRENCE A.W. and MC CARTY P.L., 1970

Unified basis for biological treatment design and operation.
J. San. Eng. Div. 96: 757-775.

NEYSSEL O.M. and TEMPEST D.W., 1976

Bioenergetic aspects of aerobic growth of Klebsiella aerogenes NCTC 418 in carbon-limited and carbon-sufficient chemostat culture.
Arch. Microbiol. 107: 215-221.

OKUN D.A., 1949

System of bio-precipitation of organic matter from sewage.
Sewer work J. 21:312-335.

OWEN L.D. and GOLDSMITH P.L., 1976

Statistical methods in research and production.
Published for Imperial Chemicals Ltd. by Oliver and Boyd.
Tweedale Court, Edinburgh, 246 blz.

PETERS G.M., BERWART G., et NYNS J.E., 1977

Epuration par boues activées des effluents d'une usine de pâte à papier. Relations entre les paramètres de l'affluent, d'effluent et des boues recyclées.
Extrait de la technique de l'eau et de l'assainissement.
No. 363 et No. 364: 33-48.

PIPES W.O., 1967

Bulking of activated sludge.
Adv. Microbiol. 9: 185-232.

PIPYN P. and VERSTRAETE W., 1978

Comparison of maximum cell yield and maintenance coefficients in axenic cultures and activated sludge communities.
Biotechnol. Bioeng. 20: 1883-1893.

RENSINCK J.H., 1974

De invloed van het voedingspatroon op het ontstaan van lichtslib bij verschillende belastingen.
H₂O (7) No. 22: 480-485.

SHERARD J.H. and SCHROEDER E.D., 1973

Cell yield and growth rate in activated sludge.
Journal Water Pollution Contr. Fed. (45) No. 9: 1889-1897.

SHERARD J.H. and SCHROEDER E.D., 1972

Relationship between observed cell yield and mean cell residence time in the completely mixed activated sludge process.
Water Research 6: 1039-1049.

SEZGIN M., JENKINS D., and PARKER D.S., 1978

A unified theory of filamentous activated sludge bulking.
Journal Water Pollution Contr. Fed. (50) No. 2: 362-378.

STOUTHAMER A.H. and BETTENHAUSSEN C.W., 1975

Determination of oxydative phosphorylation in continuous cultures of *Aerobacter aerogenes*.
Arch. Microbiol. 102: 187-192.

STOUTHAMER A.H. and BETTENHAUSSEN C.W., 1973

Utilisation of energy for growth and maintenance in continuous and batch cultures of micro-organisms.
Biochim. Biophys. Acta. 301: 53-70.

TENNY M.W. and VERNOFF R.H., 1973

Chemical and auto-flocculation of micro-organisms in biological waste water treatment.
Biotechnol. Bioeng. 15: 1045-1054.

VERSTRAETE W. en VAN VAERENBERGH M., 1977

BOD: Begrip, betekenis en bepaling.
Tijdschrift van het Becewa 43 (4): 50-62, 1977.

VERSTRAETE W., 1977

Kenmerken van microbiële climax gemeenschap.
In: Fundamentele studie van de opbouw- en omzettingsprocessen in de gemeenschappen.
Proefschrift Geagregreerde Hoger Onderwijs, Rijksuniv. Gent 444 blz.

VERSTRAETE W. and VOETS J.P., 1977

Evaluation of yield and maintenance coefficients expressed in carbon units for *Pseudomonas fluorescens* and *Pseudomonas aeruginosa*.
Z. Allg. Microbiol. (18) No. 2: 135-141.

VERSTRAETE W. and VOETS J.P., 1976

Sludge yield and performance of activated sludge under varying pH-conditions.
Unpublished results.

VERSTRAETE W., 1978

Enzymatische activiteiten.
In: Practicumnota's bodemmicrobiologie.
Laboratorium voor Algemene en Industriële Microbiologie.
Rijksuniv. Gent. 42 blz.

VISSCHER K. en VAN ZELLEM J., 1978

Bedrijfserveringen met rioolwaterzuiveringsinstallatie Apeldoorn.
H₂O (II) No. 8: 150-157.

VISSERS W., 1977

Actiefslibinstallatie met zuivere zuurstof in werking te Antwerpen.
H₂O (10) No. 25: 572-575.

WAGGY G.T. and PAYNE W., 1976

Product biodegradability testing.
Presented at the American Institute of Chemical Engineers Convention.
Atlantic City, N.J.

YEUN C.W.U., 1978

Chemical flocculability of sludge organisms in response to growth conditions.
Biotechnol. Bio-eng. 20: 677-696.

ZIOK D.L., 1977

The identification and estimation of dynamic model parameters via multiple linear regression analysis. Paper presented at the 1977 Joint Automatic Control Conference, June 23, 1977, San Francisco.